

VŠB – Technická univerzita Ostrava

Fakulta strojní

Katedra energetiky

Diplomová práce

Návrh odsiřovacího zařízení pro Teplárnu Planá nad
Lužnicí

Draft desulfurization Equipment for Teplárna Planá
nad Lužnicí

Student:

Bc. Ondřej Kilián

Vedoucí bakalářské práce:

doc. Dr. Ing. Bohumír Čech

Ostrava 2015

Zadání diplomové práce

Student: **Bc. Ondřej Kilián**
Studijní program: N2301 Strojní inženýrství
Studijní obor: 2302T006 Energetické stroje a zařízení
Téma: **Návrh odsiřovacího zařízení pro Teplárnu Planá nad Lužnicí**
Draft desulfurization Equipment for Teplárna Planá nad Lužnicí

Zásady pro vypracování:

Vypracujte návrh odsiřovacího zařízení pro kotle K5 a K6 v Teplárně Planá nad Lužnicí.

Diplomová práce bude obsahovat:

1. Popis stávajících možných metod odsíření teplotního zdroje s proměnným vytěžováním.
2. Základní bilanční výpočty množství spalín a spotřeby provozních hmot.
3. Návrh odsíření pro provoz teplárny.
4. Návrh a dimenzování hlavních technologických uzlů odsíření.

Grafické práce:

1. Schéma odsiřovacího zařízení.
2. Výkresová dokumentace s navazujícími technologickými celky.

Seznam doporučené odborné literatury:

- [1] Černý, V. a kol. Parní kotle a spalovací zařízení, SNTL Praha 1975.
- [2] Kolat, P. Přenos tepla a hmoty, skripta VŠB Ostrava 1987.
- [3] ON 074017 Tepelný výpočet parních kotlů.
- [4] Dlouhý, T. Výpočty kotlů a spalínových výměníků, skripta ČVUT Praha 2005.
- [5] Podklady a materiály katedry energetiky pro návrh odsíření.

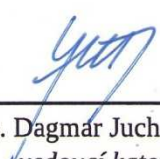
Formální náležitosti a rozsah diplomové práce stanoví pokyny pro vypracování zveřejněné na webových stránkách fakulty.


Vedoucí diplomové práce: **doc. Dr. Ing. Bohumír Čech**

Datum zadání: 13.12.2014

Datum odevzdání: 18.05.2015



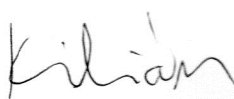

prof. Ing. Dagmar Juchelková, Ph.D.
vedoucí katedry


doc. Ing. Ivo Hlavatý, Ph.D.
děkan fakulty

Místopřísežné prohlášení studenta

Prohlašuji, že jsem celou diplomovou práci včetně příloh vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

V Ostravě 18.5.2015



.....

podpis studenta

Prohlašuji, že

- Jsem byl seznámen s tím, že na moji diplomovou práci se plně vztahuje zákon č.121/2000 Sb., autorský zákon, zejména § 35 – užití díla v rámci občanských a náboženských obřadů, v rámci školních představení a užití díla školního a § 60 – školní dílo.
- beru na vědomí, že Vysoká škola báňská – Technická univerzita Ostrava (dále jen „VŠB-TUO“) má právo nevýdělečně ke své vnitřní potřebě bakalářskou práci užít (§ 35 odst.3).
- souhlasím s tím, že diplomová práce bude v elektronické podobě uložena v Ústřední knihovně VŠB-TUO k nahlédnutí a jeden výtisk bude uložen u vedoucího bakalářské práce. Souhlasím s tím, že údaje o kvalifikační práci budou zveřejněny v informačním systému VŠB-TUO.
- bylo sjednáno, že s VŠB-TUO, v případě zájmu z její strany, uzavřu licenční smlouvu s oprávněním užít dílo v rozsahu § 12 odst. 4 autorského zákona.
- bylo sjednáno, že užít své dílo - diplomovou práci nebo poskytnout licenci k jejímu využití mohu jen se souhlasem VŠB-TUO, která je oprávněna v takovém případě ode mne požadovat přiměřený příspěvek na úhradu nákladů, které byly VŠB-TUO na vytvoření díla vynaloženy (až do její skutečné výše).
- beru na vědomí, že odevzdáním své práce souhlasím se zveřejněním své práce podle zákona č. 111/1998 Sb., o vysokých školách a o změně a doplnění dalších zákonů (zákon o vysokých školách), ve znění pozdějších předpisů, bez ohledu na výsledek její obhajoby.

V Ostravě 18.5.2015


.....
podpis studenta

Jméno a příjmení autora práce:

Bc. Ondřej Kilián

Adresa trvalého pobytu autora práce:

Proskovická 37, Ostrava-Výškovice, 70030

ANOTACE DIPLOMOVÉ PRÁCE

KILIÁN, O. *Návrh odsiřovacího zařízení pro Teplárnu Planá nad Lužnicí: diplomová práce*. Ostrava: VŠB - Technická univerzita Ostrava, Fakulta strojní, Katedra energetiky, 2015, 64 s. Vedoucí práce: doc. Dr. Ing. Bohumír Čech

Diplomová práce je zaměřena na návrh odsiřovacího zařízení pro kotle K5 a K6 v Teplárně Planá nad Lužnicí. Z důvodu přestavby teplárny a modernizace kotlů je nutné splnit nové emisní limity, kterých lze dosáhnout pouze s vhodnou odsiřovací jednotkou. V první části je popsána teplárna před rekonstrukcí a po ní. Úkolem bylo srovnat všechny možné odsiřovací metody, které se v energetice využívají. Dále bylo nutné spočítat vyprodukované množství spalin a spotřeby provozních hmot v kotlích. Hlavním cílem práce je vybrat nejvhodnější a nejideálnější metodu odsíření pro teplárnu. V poslední části bylo nutné navrhnout spalinový ventilátor, který překoná vzniklé tlakové ztráty.

KLÍČOVÁ SLOVA

Odsiřování spalin, polosuchá vápenná metoda

ANNOTATION OF THESIS

KILIÁN, O. *Draft desulfurization Equipment for Teplárna Planá nad Lužnicí: Master Thesis*. Ostrava: VŠB – technical University of Ostrava, Faculty of Mechanical Engineering, Department of Energy, 2015, 64 p. Supervisor: doc. Dr. Ing. Bohumír Čech

This thesis focuses on the proposal of desulfurization equipment for boilers K5 and K6 in Teplárna Planá nad Lužnicí. Due to reconstruction and modernization of the heating plant boilers is necessary to meet the new emission limits, which can only be achieved with appropriate desulphurisation unit. The first part describes the heating plant before and after reconstruction. The task was to compare all the possible desulphurization methods that are used in the energy sector. It was also necessary to calculate the quantity of combustion gases produced and fuel consumption of operating boilers. The main objective is to choose the best and most ideal method for desulphurization of the plant. In the last part was necessary to design exhaust fan that will overcome the resulting loss of pressure.

KEYWORDS

Desulphurisation of combustion, semi-dry lime method

Obsah

Seznam symbolů, veličin a zkratk	9
Seznam symbolů a veličin	9
Zkratky	12
Chemické vzorce	13
1. Úvod	14
2. Teplárna Planá nad Lužnicí.....	15
2.1 Stávající technologie	15
2.2 Obnova.....	20
3. Palivo	23
3.1 Uhlí.....	23
3.2 Zemní plyn.....	24
4. Snižování emisí oxidů síry	24
4.1 Odsiřování uhlí	25
4.1.1 Mechanická separace pyritické síry.....	25
4.1.2 Mayersův způsob	25
4.1.3 Způsob Gravimelt.....	26
4.1.4 Biologické odstraňování síry z uhlí	26
4.1.5 Shrnutí	26
4.2 Odsiřování spalin.....	27
4.3 Průtočné procesy odsiřování spalin	28
4.3.1 Mokrý vápencová metoda – chemie procesu	28
4.4 Suchý způsob odsiřování spalin vápencem	29

4.4.1 Aplikace vápence pro práškové kotle	29
4.4.2 Aplikace vápence pro fluidní kotle	30
4.5 Polosuchá vápenná metoda odsiřování spalin	31
4.5.1 Varianty technologie odsiřování spalin polosuchým vápenným způsobem	31
4.6 Regenerační způsoby odsiřování spalin	33
5. Základní bilanční výpočty množství spalin a spotřeby provozních hmot	33
6. Tepelná bilance kotle	38
6.1 Teplo přivedené do kotle	38
6.2 Tepelné ztráty kotle a výpočet účinnosti	39
7. Výpočet polosuché metody odsíření spalin	42
7.1 Technický popis	42
7.2 Tok spalin	44
7.3 Bilance síry	45
7.4 Účinnost odsíření	46
7.5 Dávkování sorbentu	46
7.6 Dávkování vody	47
7.7 Bilance produktu odsíření	50
7.8 Bilance TZL do atmosféry	52
8. Roční vyhodnocení	52
8.1 Odsiřovací sorbent	52
8.2 Procesní voda	53
8.3 Produkt odsíření	53
8.4 TZL do atmosféry	53

8.5 SO ₂ do atmosféry	54
9. Návrh pomocného spalínového ventilátoru.....	54
9.1 Výpočet tlakových ztrát.....	54
9.2 Návrh spalínového ventilátoru	60
10. Závěr	61
11. Seznam použité literatury.....	63
12. Seznam obrázků	64
13. Seznam tabulek	64
14. Seznam příloh.....	64

Seznam symbolů, veličin a zkratk

Seznam symbolů a veličin

Značka	Veličina	Jednotka
Q_i	Výhřevnost	MJ/kg
W	Obsah vody v palivu	%
A	Obsah popela v palivu	%
V^{daf}	Obsah hořlaviny v palivu	%
S	Obsah síry v palivu	%
C	Obsah uhlíku v palivu	%
H	Obsah vodíku v palivu	%
O	Obsah kyslíku v palivu	%
N	Obsah dusíku v palivu	%
t	Teplota	°C, K
p	Tlak	Pa
V_{O_2}	Množství kyslíku pro spalování	m_N^3/kg
$V_{vz,t}^s$	Vzduch teoretický suchý	m_N^3/kg
$V_{vz,sk}^s$	Vzduch skutečný suchý	m_N^3/kg
$V_{vz,sk}^v$	Vzduch skutečný vlhký	m_N^3/kg
n	Přebytek vzduchu	1
v	Součinitel zvětšení objemu vlivem vlhkosti	1
$V_{sp,t}^s$	Spaliny teoretické suché	m_N^3/kg
$V_{sp,sk}^s$	Spaliny skutečné suché	m_N^3/kg
V_{H_2O}	Obsah vody ve spalínách	m_N^3/kg
$V_{sp,t}^v$	Spaliny teoretické vlhké	m_N^3/kg
$V_{sp,sk}^v$	Spaliny skutečné vlhké	m_N^3/kg
CO_2	Koncentrace oxidu uhličitého ve spalínách	%
V_{CO_2}	Obsah oxidu uhličitého ve spalínách	%
H_2O	Koncentrace vody ve spalínách	%
V_{H_2O}	Obsah vody ve spalínách	%
SO_2	Koncentrace oxidu siřičitého ve spalínách	%
V_{SO_2}	Obsah oxidu siřičitého ve spalínách	%
O_2	Koncentrace kyslíku ve spalínách	%
V_{O_2}	Obsah kyslíku ve spalínách	%
N_2	Koncentrace dusíku ve spalínách	%
V_{N_2}	Obsah dusíku ve spalínách	%
i_p	Fyzické teplo paliva	kJ/kg

Značka	Veličina	Jednotka
Q_p^p	Teplo přivedené do kotle v jednom kilogramu paliva	kJ/kg.K
c_p	Měrné teplo paliva	kJ/kg.K
c_w	Měrné teplo vody	kJ/kg.K
z_c	Ztráta mechanickým nedopalem	%
z_{cs}	Ztráta ve škváře nebo strusce	%
$z_{cú}$	Ztráta v úletu	%
C_i	Podíl hořlaviny v tuhých zbytcích	1
X_i	Podíl popela v tuhých zbytcích	1
z_{co}	Ztráta chemickým nedopalem	%
z_{sv}	Ztráta sdílením tepla do okolí	%
z_f	Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků	%
z_{fs}	Ztráta fyzickým teplem ve škváře nebo strusce	%
$z_{fú}$	Ztráta fyzickým teplem v úletu	%
z_k	Ztráta citelným teplem spalín	%
$i_{SP,r}$	Entalpie recirkulovaných spalín	kJ/kg
i_{vz}	Entalpie vzduchu	kJ/kg
η_k	Účinnost kotle	%
$\sum z_i$	Součet všech ztrát	%
Q_k	Výkon kotle	MW _t
m_p	Parní výkon kotle	kg/s
i_p	Entalpie přehřáté páry	kJ/kg
i_{nv}	Entalpie napájecí vody	kJ/kg
m_{pal}	Množství paliva	kg/s, t/h
$V_{3,85\%O_2}$	Tok vlhkých spalín při 3,85 % O ₂	m _N ³ /s
$V_{6\%O_2}$	Tok vlhkých spalín při 6 % O ₂	m _N ³ /s
$V_{6\%O_2akt}$	Tok vlhkých spalín při reálných podmínkách	m ³ /s
$V_{6\%O_2such}$	Tok suchých spalín při 6 % O ₂	m _N ³ /s
$C_{SO_x,vst}$	Vstupní koncentrace SO _x	mg/m _N ³
$m_{SO_x,vst}$	Tok SO _x do odsiřovacího procesu	kg/s
$m_{S,vst}$	Tok S do odsiřovacího procesu	kg/s
$C_{SO_x,vyst}$	Výstupní koncentrace SO _x	mg/m ³
$m_{SO_x,vyst}$	Tok SO _x z odsiřovacího procesu	kg/s
$m_{s,vyst}$	Tok S z odsiřovacího procesu	kg/s
η_s	Účinnost odsíření	%
m_{ca}	Tok Ca do odsiřovacího procesu	kg/s
m_{sorb}	Tok sorbentu s čistotou 95 %	kg/s

Značka	Veličina	Jednotka
ρ_{sp}	Hustota spalin	kg/m_N^3
m_{sp}	Hmotnostní tok spalin	kg/s
i_{sp}	Entalpie spalin	kJ/ m_N^3
i_{vst}	Entalpie spalin při teplotě na vstupu do fluidního reaktoru	kJ/ m_N^3
i_{vyst}	Entalpie spalin na výstupu z fluidního reaktoru	kJ/ m_N^3
$Q_{1mN3,sp}$	Teplo v 1 m_N^3 spalin	kJ/ m_N^3
$Q_{1kg,sp}$	Teplo v 1 kg spalin	kJ/kg
i_v	Entalpie vstupní vody	kJ/kg
i''	Entalpie syté páry	kJ/kg
m_{H_2O}	Tok vody do odsiřovacího procesu	kg/s
$m_{H_2O,vst}$	Hmotnost vody v 1 m_N^3 spalin na vstupu do fluidního reaktoru	kg/m_N^3
$m_{H_2O,proc}$	Hmotnost vody v 1 m_N^3 spalin toku vody do odsiřovacího procesu	kg/m_N^3
$m_{H_2O,vyst}$	Hmotnost vody v 1 m_N^3 spalin na výstupu z fluidního reaktor	kg/m_N^3
$\omega_{H_2O,vyst}$	Objem vodní páry v 1 m_N^3 spalin na výstupu z fluidního reaktoru	kg/m_N^3
m_{pop}	Tok popílku do elektrostatického odlučovače	kg/s
$C_{pop,vyst}$	Koncentrace popílku na výstupu z kotle	mg/m_N^3
m_v	Množství popílku z elektrostatického odlučovače ve spalinách	kg/s
m_z	Množství popílku z výsypek elektrostatického odlučovače	kg/s
$m_{SO_2,r}$	Množství SO_2 v odsiřovacím procesu	kg/s
m_{CaSO_3}	Tok $CaSO_3$ v produktu odsíření	kg/s
$m_{Ca(OH)_2}$	Tok $Ca(OH)_2$ v produktu odsíření	kg/s
$m_{př}$	Tok příměsí v sorbentu	kg/s
$m_{prod,such}$	Tok suchého produktu odsíření	kg/s
ω_x	Podíl každé složky v produktu odsíření	%
$M_{prod,3,09\%O_2}$	Celkem produktu odsíření s 3,85% vlhkosti	kg/s
C_{TZL}	Výstupní koncentrace TZL v suchých spalinách při 6 % O_2	mg/m_N^3
m_{TZL}	Tok TZL do atmosféry	kg/s
$m_{prod,kom}$	Tok produktu odsíření do komína	kg/s
$m_{sorb,hod}$	Hodinová spotřeba sorbentu	kg/h
$m_{sorb,rok}$	Roční spotřeba sorbentu	t/rok
$V_{H_2O,hod}$	Hodinová spotřeba vody	m^3/h
$V_{H_2O,rok}$	Roční spotřeba vody	m^3/rok
$m_{pop,hod}$	Hodinová produkce popílku	kg/h
$m_{pop,rok}$	Roční produkce popílku	t/rok
$m_{prod,hod}$	Hodinová produkce produktu odsíření	kg/h

Značka	Veličina	Jednotka
$m_{\text{prod,rok}}$	Roční produkce produktu odsíření	t/rok
$m_{\text{TZL,hod}}$	Hodinová produkce TZL do atmosféry	kg/h
$m_{\text{TZL,rok}}$	Roční produkce TZL do atmosféry	t/rok
$M_{\text{SOx,hod}}$	Hodinová produkce SO_x do atmosféry	kg/h
$M_{\text{SOx,rok}}$	Roční produkce SO_x do atmosféry	t/rok
Δp_{AB}	Celková tlaková ztráta	Pa
Δp_{K1}	Tlaková ztráta v kouřovodu při průtoku spalin mezi ventilátorem spalin a reaktorem	Pa
Δp_{R}	Tlaková ztráta při průtoku spalin reaktorem	Pa
Δp_{TF}	Tlaková ztráta při průtoku látkovým filtrem	Pa
Δp_{K2}	Tlaková ztráta v kouřovodu mezi látkovým filtrem a pomocným spalínovým ventilátorem	Pa
Δp_{K3}	Tlaková ztráta mezi pomocným spalínovým ventilátorem a komínem	Pa
$Q_{\text{SPx}^\circ\text{C}}$	Objem procházejících spalin	m^3/h , m^3/s
w_{SPKx}	Rychlost spalin v kouřovodu	m/s
D_{Kx}	Průměr kouřovodu D_{Kx}	m
ρ_{SPKx}	Hustota spalin v úseku Kx	$\text{kg}/\text{m}_\text{N}^3$
ν	Kinetická viskozita	m^2/s
λ	Součinitel tření	1
L	Délka	m
Re	Reynoldsovo číslo	1
ζ	Součinitel lokálních odporů	Pa
$P_{\text{př}}$	Příkon spalínového ventilátoru	W, kW

Zkratky

Zkratka	Význam
TG	Turbogenerátor
KVET	Kombinovaná výroba elektřiny a tepla
LTO	Lehký topný olej
HU	Hnědé uhlí
RCHS	Redukční chladicí stanice
HRSG	Spalínový generátor (Heat Recovery Steam Generator)
EO	Elektrostatický odlučovač
TZL	Tuhé znečišťující látky
VPR	Vedlejší produkt odsíření
CZT	Centrální zásobování teplem

Chemické vzorce

	Název
SO ₂	Oxid siřičitý
SO ₃	Oxid sírový
SO _x	Oxidy síry
NO _x	Oxidy dusíku
CH ₄	Methan
C ₂ H ₆	Ethan
C ₃ H ₈	Propan
C ₄ H ₁₀	Butan
C ₅ H ₁₂	Pentan
N ₂	Dusík
O ₂	Kyslík
CO ₂	Oxid uhličitý
SiO ₂	Oxid křemičitý
NaOH	Hydroxid sodný
H ₂ SO ₄	Kyselina sírová
CaCO ₃	Uhličitan vápenatý
CaO	Oxid vápenatý
CaSO ₃	Siřičitan vápenatý
Ca(OH) ₂	Hydroxid vápenatý
CaSO ₄	Síran vápenatý

1. Úvod

V úvodní části diplomové práce se zabývám historií Teplárny Planá nad Lužnicí a to parametry jednotlivých částí jako jsou kotelna včetně jednotlivých kotlů, turbína, generátor, redukční chladicí stanice a horkovodní stanice. S novým majitelem přišel plán na obnovu teplárny z důvodu modernizace, a protože spalováním fosilních paliv dochází k uvolňování celé řady znečišťujících látek např. oxidů síry, což jsou jedny z nejnebezpečnějších látek uvolňující se spalováním uhlí. Je proto nutné tyto škodliviny zachytávat a do ovzduší je neuvolňovat. Výhodou je možnost využití těchto zachycených látek k dalšímu upotřebení.

Následující kapitola obsahuje jednotlivé metody a způsoby, jak odstranit síru z paliva a to buď ještě před vyhořením (odstraněním síry z uhlí), tyto způsoby jsou málo využívané z důvodu nedokonalosti odstranění síry ve všech možných složkách, abychom byli schopni dosáhnout emisních limitů. Z tohoto důvodu dojde nejprve ke spálení uhlí a až poté se síra odstraňuje ze spalín. To se provádí suchou, polosuchou nebo mokrou metodou odsiřování spalín.

Další kapitola už se zabývá výpočtem a v podstatě začátkem návrhu nejvhodnější metody snížení emisí oxidů síry pro teplárnu Planá nad Lužnicí. V první části bylo nutné vybrat jedno ze dvou používaných paliv v teplárně a to z důvodů dodržení rozsahu diplomové práce. Na výpočet množství spalín navazuje výpočet jednotlivých ztrát v kotli, které nám pomůžou určit účinnost kotle a z té se potom vychází při výpočtu spotřeby paliva.

Nyní už je možné přistoupit k volbě metody odsiřování spalín. Jako nejvhodnější pro Teplárnu Planá nad Lužnicí jsem po konzultaci s vedoucím diplomové práce navrhnul možnost použití polosuché sorpce s použitím redukčního přípravku a to z důvodu množství síry v palivu, které je nutné odstranit ze spalín z důvodů dodržení emisních limitů pro SO_2 .

Následné výpočty se zabývají rychlostí spalín za různých podmínek, které nám za pomoci známých vstupních a výstupních koncentrací SO_2 pomohly určit účinnost odsiřovacího procesu a potvrdily vhodnost mnou zvolené metody. Další nutné výpočty určují množství sorbentu a vody, které je do odsiřování nutné dodat, ale také kolik přijde popílku z kotle, čímž zjistím, kolik vznikne produktu odsiřování a tuhých znečišťujících látek. Je nutné také vědět roční vyhodnocení jednotlivých složek vzniklých nebo spotřebovaných. V poslední části je návrh pomocného ventilátoru spalín, který nám pokryje tlakové ztráty v celém odsiřovacím zařízení.

2. Teplárna Planá nad Lužnicí

2.1 Stávající technologie

Teplárna Planá nad Lužnicí byla postavena v šedesátých letech minulého století. Vyrábí elektrickou energii a teplo ve formě vodní páry a horké vody pro mnoho subjektů v přilehlém průmyslovém areálu a jeho blízkém okolí včetně vytápění města Sezimovo Ústí. V průběhu devadesátých let byla modernizována, proběhla instalace nového kondenzačního turbogenerátoru TG3 (1999).

Teplárna byla projektována na spalování hnědého uhlí, které spaluje i v současné době.

Kombinovaná výroba elektřiny a tepla (KVET, kogenerace)

- Jedná se o nejúčinnější způsob přeměny energie z paliva na využitelnou energii (elektřinu a teplo)
- díky velkému využití tepelného obsahu paliva oproti výrobě elektřiny a tepla zvláště šetří palivo i životní prostředí
- na území celé ČR je tímto způsobem vyráběno téměř 2/3 dodávky tepla pro soustavy zásobování teplem

Teplárna se skládá z následujících skupin technologických zařízení:

- Kotelna
- Strojovna s turbínou a s regulovanými odběry tepla pro dodávku tepelné energie
- Přídavná zařízení (řízení spotřeby paliva, čištění spalin, chemická úprava vody, systémy rozvodů elektřiny a kontrolní systémy a systémy monitoringu)
- Rozvody tepla (parní, horkovodní)

Kotelna

Kotelna byla postavena v letech 1961 – 1969. Nachází se zde tři parní kotle ČKD DUKLA (označené K1, K2, K3) o výkonu $3 \times 65 \text{ t}_{\text{páry}}/\text{hod}$. Kotel K1 byl instalován v roce 1961, kotel K2 v roce 1962 a v roce 1969 se přidal kotel K3. Kotle byly provedeny jako práškové s granulační výsypkou, strmotrubné jednobubnové s přirozenou cirkulací vody a s přímým vháněním uhelného prášku pomocí ventilačního účinku mlýnů do ohniště. Zadní stěna vytváří nos pro lepší stabilizaci hoření ve spalovací komoře. Základním palivem je hnědé uhlí dodávané Sokolovskou uhelnou společností z dolu Jiří a Družba s nízkým obsahem popelovin a síry a dále hnědé uhlí z dolu Bílina. V roce 2005 se začalo přidávat ekologické palivo – BIO brikety. Pod tím si můžeme představit buď brikety

z lněného vlákna a konopí nebo z pšeničných otrub. Pro náběh a stabilizaci spalovacího procesu se používají lehké teplé oleje.

V kotelně byl dále instalován parní kotel K4 vyrobený firmou ČKD Praha typ OKP 25. Palivem byl LTO s parním výkonem $25 \text{ t}_{\text{páry}}/\text{h}$. Jeho účelem bylo posílit dodávky páry 1 MPa na výrobu elektrické energie.

Celkový tepelný výkon kotelny je $177,3 \text{ MW}_t$.

Hlavní parametry kotlů K1, K2, K3:

Parametr	Hodnota
Typ topeniště	granulační č.65/3,8
Typ kotle	parní
Jmenovitý tepelný výkon K1,K2,K3	$157,3 \text{ MW}_t$ (52,3, 52,3, 52,7)
Jmenovitý parní výkon	á 65 t/h
Max. přetlak páry	3,8 MPa
Max. teplota páry	445 °C
Základní palivo	HU 13,5 MJ/kg
Přídavné palivo	LTO 42,3 MJ/kg
Rok výroby	K1, K2 1958, K3 1968

Tab. 1 Hlavní parametry kotlů K1, K2, K3

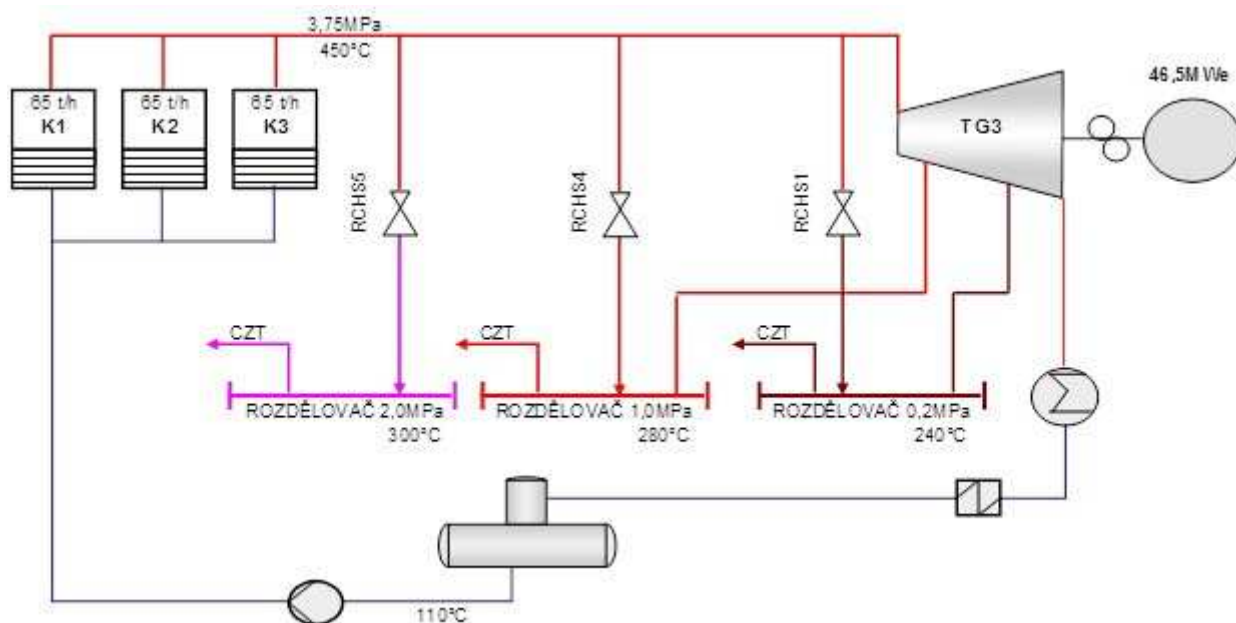
Strojovna s turbínou

O výrobu elektřiny se původně staraly dvě turbíny, ale v roce 1999 došlo k jejich výměně za jednu turbínu kondenzační TG3 o výkonu $46,5 \text{ MW}_e$. Pára vyprodukovaná v parních kotlích je vedena společným potrubím do turbíny. K technologickému vybavení patří i tři parní a redukční chladicí stanice (RCHS1, RCHS4 A RCHS5), které jsou připojené ke sběrné nádrži. V budově přilehlé ke strojovně se ještě nacházejí rozvody páry a výměníková stanice pára – horká voda.

Hlavní parametry turbosoustrojí TG 3 (kondenzační):

Parametr	Hodnota
Typ turbíny	parní kondenzační se dvěma regulovanými odběry WEE80
Provedení turbíny/jmen.otáčky	jednotělesová/3 000/min.
Jmenovitý výkon	46,5 MW _e
Maximální výkon	50,7 MW _e
Minimální výkon	10 kW _e
Jmenovitý účinek	0,8
Maximální hltnost	200 t/h
Jmenovitý tlak admisní páry	3,4 MPa
Jmenovitá teplota admisní páry	450 °C
Výstupní tlak páry, průtok I. stupeň	1,0 MPa, 60 t/h
Výstupní tlak páry, průtok II. stupeň	0,18 MPa, 75 t/h

Tab. 2 Hlavní parametry turbosoustrojí TG 3 (kondenzační)



Obr. 1 Přehledové schéma stávající technologie teplárny[10]

Hlavní parametry turbogenerátoru a blokového transformátoru

Výkon generátoru poháněného turbínou je veden do rozvodny 110 kV. Stroj je schopen pracovat trvale s výkonem 65 000 kVA, 52 000 kW, $\cos\phi$ 0,8, 10 500 V. Generátor je třífázový synchronní turbogenerátor s okružním vzduchovým chlazením přes vodní chladič umístěný na kostře generátoru, s dvěma ložisky, včetně základové desky.

Parametr	Hodnota
Typ	8H630832/ 2
Zdánlivý výkon	63 375 kVA
Činný výkon	50,7 MW
Cos φ	0,8
Jmenovitý proud	3 485 A
Jmenovité napětí	10 500 +- 5% V
Jmenovité otáčky	3 000 ot/ min
Spojení fází	Y
Frekvence	50 Hz
Vyvedeno konců vinutí	6
Krytí stroje	IP 44
Buzení naprázdno	I ₀ = 233 A E ₀ = 81 V
Buzení při jmenovitém zatížení	I _Z = 609 A I _Z = 266 V

Tab. 3 Hlavní parametry turbogenerátoru a blokového transformátoru

Pro případ, kdy TG3 je mimo provoz, tvoří rezervu redukční chladicí stanice RCHS 1 a RCHS 4.

Hlavní parametry RCHS 1

Parametr	Hodnota
Počet redukčních stanic páry	1 ks
Jmenovitý výkon RCHS 1	50 t/h
Vstupní tlak páry	3,7 MPa
Vstupní teplota páry	445 °C
Výstupní tlak páry	0,2 MPa
Výstupní teplota páry	~220 °C

Tab. 4 Hlavní parametry RCHS 1

Hlavní parametry RCHS 4

Parametr	Hodnota
Počet redukčních stanic páry	1 ks
Jmenovitý výkon RCHS4	50 t/h
Vstupní tlak páry	3,7 MPa
Vstupní teplota páry	445 °C
Výstupní tlak páry	1,0
Výstupní teplota páry	~280 °C

Tab. 5 Hlavní parametry RCHS 4

Hlavní parametry RCHS 5

Parametr	Hodnota
Počet redukčních stanic páry	1 ks
Jmenovitý výkon RCHS 5 a.b	5 t/h
Vstupní tlak páry	3,7 MPa
Vstupní teplota páry	445 °C
Výstupní tlak páry	2 MPa
Výstupní teplota páry	~305 °C

Tab. 6 Hlavní parametry RCHS 5

Hlavní parametry horkovodní stanice

Parametr	Hodnota
Tepelný výkon VS	11,6 MW
Provozní teplota výstupní vody/vratné vody	max. 121 °C / 69,5 °C
Vstupní teplota páry	445 °C
Výstupní pára – tlak	160-200 kPa
Výstupní pára – teplota	160-220 °C
Výměníky parní počet x typ	2 x JAD XK 17.217.08
Výměníky parní výkon	2 x 5,8 MW
Chladič kondenzátu počet x typ	2 x XK 9.88.08.65
Chladič kondenzátu výkon	2 x 520 kW
Oběhová čerpadla počet x typ	2 x Grundfos NB100-250/250
Oběhová čerpadla Q, P	2x148 m ³ /h, 11 kW

Tab. 7 Hlavní parametry horkovodní stanice

2.2 Obnova

Společnost C-Energy Bohemia s.r.o., která se stala v září 2011 novým majitelem a provozovatelem teplárny, začala připravovat záměr celkové rekonstrukce. Hlavními cíli obnovy za 1,4 miliardy korun jsou zajištění provozu teplárny v dlouhodobém horizontu, snížení ekologické zátěže, ale také snížit náklady na provoz výrobního zařízení. Požadovaným výsledkem je pokračující schopnost teplárny dodávat tepelnou energii zákazníkům a zároveň začít vyrábět elektřinu flexibilním způsobem se schopností měnit výkon při současném zvýšení účinnosti. Tento projekt zajistí možnost využívat kromě hnědého uhlí také plyn pro výrobu tepla a elektřiny. Po dokončení obnovy teplárna sníží výrazným způsobem produkci emisí, převážně SO_2 , SO_x a NO_x se sníží o více než 50 % oproti původnímu stavu.

Plynové motory Rolls-Royce

V nové strojovně byly nainstalovány čtyři motor-generátorové jednotky, které se skládají z 20-ti válcového motoru Rolls-Royce a elektrického generátoru. Elektrický výkon každé jednotky je 9,17 MW_e tzn. Celkem 36,68 MW_e. Tyto motory budou provozovány v kogeneračním režimu a jejich hlavním úkolem bude dodávka elektrické energie.

Parametr	Zatížení	
	100 %	50 % (min)
Vrtání	350 mm	
Zdvih	400 mm	
Počet otáček	750 ot/min	
Elektrický výkon	9174 kW	4573 kW
Elektrická účinnost	45,8 %	42 %
Průtok spalin	52 100 kg/h	27 500 kg/h
Teplota spalin	370 °C	450 °C
Délka	13 400 mm	
Šířka	3 306 mm	
Výška	4 540 mm	
Hmotnost	133 000 kg	
Příkon v plynu (v palivu)	20 053 kW _t	10 888 kW _t

Tab. 8 Hlavní parametry motor-generátorové jednotky

Spalinové parogenerátory HRSG

Pro výrobu páry a přehřev topné vody ve spalinových parogenerátorech HRSG (Heat Recovery Steam Generator) se používá teplo z chlazení motorů a jejich spalin. Výkonová kapacita zařízení na přehřev topné vody z 65 °C na 92 °C je: 4 x 4,79 MW_t, tj. celkem 19,16 MW_t v topné vodě.

V parogenerátorech lze vyrábět páru o parametrech: teplota 280 °C, tlak 1,1 MPa. Při chodu motorů na jmenovitý výkon bude celkové množství páry: 4 x 4 t/h = 16 t/h, což odpovídá výkonu: 4 x 2,85 MW_t = 11,4 MW_t v páře.

HRSG je navržen jako parogenerátor s přirozenou cirkulací. Skládá se z těchto hlavních částí: bubnu, bloku parogenerátoru, ten obsahuje přehřívák výstupní, přehřívák vstupní se vstřikovou regulací teploty přehřáté páry, výparníkový svazek a ekonomizér.

Parametr	Hodnota
Jmenovitý parní výkon	4 t/h
Minimální parní výkon	2 t/h
Tlak páry	1,1 MPa
Teplota páry	275 ± 5 °C
Teplota spalin na vstupu (jmenovitý výkon motoru)	370 °C
Teplota spalin na vstupu (minimální výkon motoru)	450 °C
Teplota spalin na výstupu z HRSG před vstupem do chladiče spalin	cca 189 °C
Teplota spalin na výstupu z HRSG za chladičem spalin	cca 108 °C
Množství spalin	14,47 kg/s
Teplota napájecí vody	105 °C

Tab. 9 Parametry parogenerátoru

Kotel K4

Jako další spotřebič zemního plynu je instalován nový kotel K4 dříve spalující LTO. V teplárně je tento kotel používán pouze jako záložní (havarijní) zdroj tepla, umožňující díky spalování zemního plynu, rychlé najezení do provozního stavu. Jedná se o kotel jednobubnový s přirozenou cirkulací, dvoutahový, přetlakový, s ohřívákem vody, s přehřívákem páry a regulací výstupní teploty páry vstřikem napájecí vody.

Parametr	Hodnota
Jmenovitý výkon	18,5 t/h
Minimální výkon při dodržení všech parametrů	11 t/h
Minimální výkon bez dodržení parametrů	6 t/h
Jmenovitý tlak přehřáté páry	2,1 ± 0,2 MPa
Jmenovitá teplota přehřáté páry	300 ± 5 °C
Teplota napájecí vody	105 °C
Množství paliva při jmenovitém výkonu	1 480 Nm ³ /h

Tab. 10 Parametry kotle K4

Kotel K5 a K6

Mezi největší investice v rámci obnovy teplárny představuje náhrada starých granulačních kotlů K2 a K3 novými kotli K5 a K6 s prvky fluidní techniky. Tyto dva nové kotle jsou umísťovány do míst, kde stály kotle K2 a K3. Umožnil to fakt, že kotle jsou výkonově i konstrukčně stejné. Jsou to kotle jednobubnové, s přirozenou cirkulací, podtlakové, čtyřtahové.

Parametr	Hodnota
Jmenovitý výkon	40 t/h
Maximální výkon	44 t/h
Minimální výkon při dodržení všech parametrů	16 t/h
Minimální výkon bez dodržení parametrů	12 t/h
Jmenovitý tlak přehřáté páry	4,5 ± 0,2 MPa
Jmenovitá teplota přehřáté páry	486 ± 5 °C
Teplota napájecí vody	105 °C
Účinnost při jmenovitém výkonu	91,8 % HU Bílina
	90,2 % HU Sokolov

Tab. 11 Parametry kotlů K5 a K6

Čištění spalin – odsíření

Spaliny vycházející z kotlů K5 a K6 jsou od pevných částic čištěny převážně elektrostatickými filtry umístěnými před vstupem spalin do odsiřovací jednotky. Následují nové kouřové ventilátory, které pomáhají svým výkonem překonat i tlakové ztráty v kouřovodech nové odsiřovací jednotky.

3. Palivo

Palivo pro uhelné kotle K5 a K6 bude hnědé uhlí, pro kotel K4, stejně jako pro plynové motory a stabilizační palivo uhelných kotlů K5 a K6 bude zemní plyn.

3.1 Uhlí

Garanční palivo 1: Hnědé uhlí, SD, důl Bílina, hp1

Druh uhlí	Průměrné parametry					
	Voda W_t^r	Popel A_d	Prchavé podíly V^{daf}	Síra S^r	Zrnitost	Výhřevnost Q_i^r
	%	%	%	%	mm	MJ/kg
Hnědé uhlí, SD, důl Bílina, hp1	29,7	13,1	51	0,84	0-10	16,9

Tab. 12 Hnědé uhlí, SD, důl Bílina, hp1

Garanční palivo 2: Hnědé uhlí, Hruboprach, Sokolovská uhelná

Druh uhlí	Průměrné parametry								
	Voda W_t^r	Popel A_d	Uhlík C^{daf}	Vodík H^{daf}	Kyslík O^{daf}	Dusík N^{daf}	Síra S^{daf}	Zrnitost	Výhřevnost Q_i^r
	%	%	%	%	%	%	%	mm	MJ/kg
Hnědé uhlí, Hruboprach , Sokolovská uhelná	36	Ø28,6	75	6	15,35	0,85	2,8	0 – 40	Ø12,4

Tab. 13 Hnědé uhlí, Hruboprach, Sokolovská uhelná

3.2 Zemní plyn

K dispozici je zemní plyn o následujícím složení a vlastnostech:

výhřevnost:	36,622 [MJ/m _N ³] nebo 34,321 [MJ/m _N ³]
měrná hmotnost:	0,748 [kg/m _N ³] nebo 0,701 [MJ/m _N ³]
CH ₄	98,39 [%]
C ₂ H ₆	0,44 [%]
C ₃ H ₈	0,16 [%]
C ₄ H ₁₀	0,07 [%]
C ₅ H ₁₂	0,03 [%]
N ₂	0,84 [%]
CO ₂	0,07 [%]

Pozn.: Zbytek do 100% je zaokrouhlovací chyba.

Přetlak plynu:	0,6 [Mpa]
Teplota plynu:	10 – 15 [°C]
Teplota vznícení.....	537 – 595 [°C]
Meze výbušnosti (spodní/horní).....	4 / 15 [%]

4. Snižování emisí oxidů síry

Po druhé světové válce došlo k prudkému rozvoji průmyslu, což vedlo k velké spotřebě energie, která byla pokrývána spalováním fosilních paliv, převážně uhlí. Uhlí ložiska obsahují v malém či velkém množství síru, ta se při spalování mění na oxid siřičitý, oxid sirový a malá část se váže na tuhé zbytky, jako jsou škvára a popílek. Obsah síry v popílku a škváře závisí na charakteru popelovin v uhlí, ale i na technologii spalování. Uhlí s větším množstvím alkálií a zejména vápníku váže větší podíl oxidu siřičitého na popílek a škváru, zatímco uhlí obsahující především SiO₂ má jen zanedbatelné množství alkálií. Spalovací procesy probíhající při nižších teplotách (fluidní kotle) vážou na pevné zbytky více oxidů síry než kotle pracující při vyšších teplotách (kotle výtavné nebo granulační).

Měření prováděná na granulačních kotlích prokázala, že 95% síry obsažené v uhlí uniká do spalin a zbylé množství (cca 5%) se váže na tuhé zbytky.

Cesty vedoucí ke snižování emisí oxidu síry

- **Absolutní snížení spotřeby paliv.** Toho dosáhneme spalováním v zařízeních s vyšší energetickou účinností, nebo nepřímo spotřebiči s nižší energetickou náročností, snížením spotřeby tepla, např. zlepšením tepelně izolačních vlastností budov.
- **Náhradou paliv obsahující síru za paliva nízkosírná nebo bez síry.** Nahradíme spalované uhlí uhlím s nízkým obsahem síry, kapalným palivem bez síry nebo zemním plynem.
- **Odsiřování uhlí.** Dosud nebylo dostatečně technicky zvládnuto, síra je v uhlí obsažena v několika formách, které se v jednotlivých separačních procesech chovají odlišně.
- **Odsiřování spalín.** Tento způsob se využívá v celé řadě elektráren a tepláren.

4.1 Odsiřování uhlí

Způsob odstraňování síry z uhlí z důvodu snížení emisí SO₂ nebyl zatím dostatečně zvládnut, protože jednotlivé formy síry se při odsiřování chovají odlišně. Síra v uhlí je pyritická, organická, sulfátová, sulfidová a elementární. Každá z těchto forem se při chemickém nebo fyzickém oddělování chová jinak. Důležité pro nás je, aby se odsiřováním uhlí dosáhlo stanovených hodnot emisních limitů pro oxidy síry.

4.1.1 Mechanická separace pyritické síry

Nejjednodušším způsobem separace pyritické síry je odstranění pyritu z uhlí, pokud je pyrit ve formě velkých zrn vrostlý do uhelné hmoty. V tomto případě se využívá rozdílné melitelnosti pyritu a uhlí (pyrit je odolnější a zachovává původní velikost zrn). Následuje nějaký separační způsob pro oddělení pyritu od uhlí.

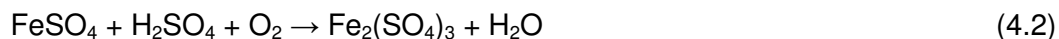
Česká uhlí obsahují vrostlý pyrit v malých částicích, což vede ke složitému oddělení od uhelné hmoty.

4.1.2 Mayersův způsob

Spočívá ve vyluhování pyritické síry roztokem síranu zinečnatého při teplotě 90-130 °C a při zvýšeném tlaku. Mechanismus vyluhování je složitý a lze jej postihnout následující schematickou reakcí:



Regenerace vzniklého síranu zinečnatého se provádí vzdušným kyslíkem:



Tímto způsobem můžeme účinně oddělit pyrit, ale organicky vázaná síra se tímto způsobem nemění.

4.1.3 Způsob Gravimelt

Extrakcí popelovin z uhelné hmoty roztaveným NaOH při teplotách 320-415 °C. Popeloviny nacházející se v alkalickém prostředí se mění na křemičitany, železitany a hlinitany sodíku, ty se oddělí od nerozpustné uhelné hmoty.

Uhlí se nejprve mele a poté se přidá spolu s roztaveným NaOH do rotační pece. Tavenina se převádí do vodního roztoku, uhelná hmota se oddělí a následně promývá vodou. Alkalita uhelné hmoty se vhodným způsobem neutralizuje kyselinami. Tím se oddělí od popeloviny a uhelné hmoty. Získáme odsířené uhlí, které je ve formě uhelné suspenze s obsahem popelovin cca 1 %.

Extrakt obsahující rozpuštěné popeloviny se neutralizuje, vyloučí se hydroxidy železa a hliníku, které se dále zpracují v metalurgickém průmyslu.

Tento způsob odsíření byl vyvíjen v USA koncem 80. let, není známo, že by se používal v praxi.

4.1.4 Biologické odstraňování síry z uhlí

Desulfurační působení bakterií, jejichž pohod je závislý na teplotě. Teplota musí být vyšší než 16 °C. Průmyslová aplikace přímo v ložisku ve středoevropských klimatických podmínkách nepřipadá v úvahu. Realizace v tepelných centrálách by vyžadovala vytápěné reaktory značných rozměrů a vzhledem k nízké účinnosti procesu, při kterém nedochází k extrakci organické síry z uhlí, nemůže splňovat stávající nebo připravované emisní limity. U nás tato metoda nemá žádnou perspektivu.

4.1.5 Shrnutí

Aplikace procesů odsiřování uhlí se v teplárenské nebo elektrárenské praxi potýká s nízkou účinností odsíření uhlí a díky tomu nejsou tyto způsoby schopny dosáhnout stanovených hodnot emisních limitů. Dosavadní výzkum a vývoj prokázal, že tyto metody odsiřování uhlí nejsou schopny konkurovat procesům odsiřování spalín.

4.2 Odsiřování spalin

Na rozdíl od odsiřování uhlí je odsiřování spalin průmyslově zvládnutým a využívaným procesem. Odsiřovací technologie lze charakterizovat:

- Značnými objemy čištěných spalin
- Nízkými koncentracemi znečišťujících látek ve spalinách (SO_2 , SO_3 , Cl a F)
- Obrovskými hmotnostními toky těchto látek

Produkce spalin závisí i na použitém palivu a přebytku vzduchu. Čím vyšší je obsah síry v uhlí, tím jsou vyšší emise oxidů síry, ty je nutné ze spalin odstranit. Česká hnědá uhlí mají relativně nízkou výhřevnost a vysoký podíl síry. V porovnání s černým uhlím dováženým do západní Evropy např. z Číny nebo JAR mají naše uhlí vyšší emise, protože mají i větší sirnatost.

Klasifikace procesů odsiřování spalin

Existuje hodně možných způsobů jak odstranit oxid siřičitý ze spalin, ale pouze některé z těchto způsobů se používají v praxi elektráren a tepláren. Tyto způsoby lze rozdělit podle různých kritérií.

První možnost klasifikace může být podle zpracování činidla, použitého pro odloučení SO_2 . Patří zde:

- **Průtočné procesy** spočívají v tom, že použité činidlo pro zachycení SO_2 jej na sebe váže a vystupují společně ve formě produktu.
- **Regenerační procesy** na rozdíl od průtočných použité činidlo regenerují a vracejí zpět do absorpce k opětovnému využití.

Dalším možným způsobem klasifikace je rozdělení odsiřovacích procesů na **suché** a **mokrý**. Za mokré se původně považovaly procesy, při nichž sorpce probíhala při teplotě vyšší než je rosný bod H_2SO_4 ve spalinách. Za suché odsiřovací metody pracující nad rosným bodem H_2SO_4 . Tato původní formulace se časem změnila tak, že za mokré procesy lze považovat vypírání SO_2 vodnými roztoky alkalicky reagujících látek, za suché procesy sorpční a katalytické, probíhající na pevných sorbentech nebo katalyzátorech při teplotách nad 100°C .

Posledním kritériem je **fyzikální nebo chemický charakter procesu**, podle něhož můžeme odsiřovací metody dělit na:

- **Absorpční**
- **Adsorpční**
- **Katalytické procesy**

4.3 Průtočné procesy odsiřování spalin

4.3.1 Mokrý vápencová metoda – chemie procesu

Spočívá ve vypírání oxidu siřičitého vodní suspenzí vápna nebo vápence, probíhá nejlépe při teplotě okolo 60 °C.

Řídícím mechanismem procesu je odpor proti difuzi v kapalném stavu, tzn. Rychlost rozpouštění vápence. Proces lze urychlit:

- Zmenšením velikosti částic (jemnější rozemletí)
- Zvětšením stechiometrického poměru $\text{CaCO}_3 : \text{SO}_2$
- Zvětšením skrápěcího poměru L : G (poměr objemu suspenze k objemu spalin)
- Přídavkem aditiv (organické kyseliny)
- Větší zádrž suspenze v jímce absorbéru
- Udržování pH v kyslejší oblasti

Technologie [1]

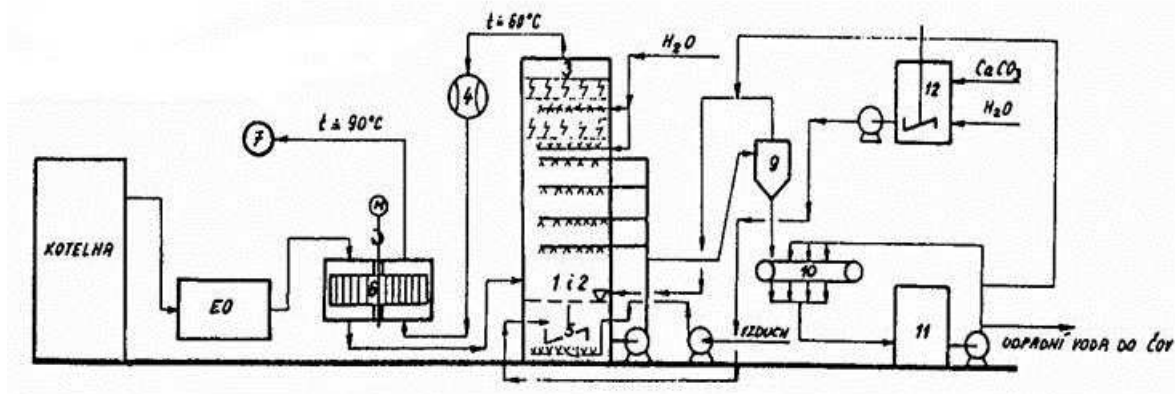
Schéma mokré vápencové metody používané zejména v Evropě a Japonsku je uvedeno na obr. 2. Spaliny z kotelný o teplotě 150-180 °C jsou vedeny přes elektrostatický odlučovač prachu **EO**, zde se zbaví popílku a vstupují do výměníku tepla **6**. V něm spaliny předají část tepla teplosměnným plochám, uložených na rotoru. Ochladí se o 30-40 °C a vstupují do absorbéru **1**, zde dochází k jejich skrápění vápencovou suspenzí. Odpařováním vody ze suspenze dojde k ochlazení spalin na teplotu absorpce 55-60 °C. Spaliny jsou unášeny společně s kapkami z absorbéru a zachycují se v odlučovači kapek **3** (názorového typu „chevron type“). Odsířené spaliny jsou ventilátorem spalin **4** vedeny přes ohřívací část výměníku tepla **6**. V otáčejícím se rotoru dojde k jejich ohřevu o 20-30 °C a vypustí se komínem **7**.

Absorbér je protiproudý (spaliny a suspenze se nastříkují proti sobě). V absorbéru je jímka **5**, která je promíchávána oběhovými čerpadly na suspenzi, případně i míchadly a oxidačním vzduchem. Probíhá zde oxidace sulfitového a hydrogen sulfitového iontu na síran vápenatý. Do jímky se přivádí čerstvá vodní suspenze jemně rozemletého vápence z nádrže **12**.

Absorbéry se vyrábějí z konstrukční oceli a na vnitřní straně bývají chráněny proti korozi. Odlučovače kapek se skládají z desek z polypropylenu nebo polyetyleny a jsou umístěny v rámech z legovaných materiálů.

Zreagovaná suspenze se odtahuje do hydrocyklonu **9**, kde dojde k jejímu zahuštění v poměru 1:1 (50 % vody a 50 % energosádrovce). Suspenze vychází z hydrocyklonu spodem, shora se vrací procesní voda (obsahuje 1-2 % tuhé fáze). Odloučený energosádrovec se dostane k odvodnění na pásový nebo bubnový filtr **10**. Dochází k odstranění procesní vody a postupně se promývá procesní a poté čistou vodou z důvodu dosažení požadované čistoty. Takto odvodněný sádrovec $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ obsahuje 12-20 % vlhkosti. Sádrovec je možné odvodnit i v odstředivkách, přičemž obsah vody bývá 6-8 %.

Odvodněný sádrovec je dopravován do sila na vlhkou sádku a poté zpracován podle potřeby (sádrové stavební materiály, regulátor tuhnutí do cementu). Voda z promývání se vrací do technologie jako procesní voda prostřednictvím nádrže **11** a část se odvádí jako odpadní voda do čističky odpadních vod (ČOV) nebo se odpařuje do spalin v kotli.



Obr. 2 Mokrý vápencová metoda[1]

4.4 Suchý způsob odsiřování spalin vápencem

Suchý způsob odsiřování spalin spočívá v tom, že vápencem můžeme odsiřovat i při vysokých teplotách, při kterých mechanismus reakce spočívá v heterogenní reakci tuhá fáze – plyn. Tento způsob je použitelný pro odsiřování klasických práškových nebo fluidních kotlů.

4.4.1 Aplikace vápence pro práškové kotle

Dochází k nastříkávání jemně rozemletého vápence se vzduchem do spalin v kotli nebo přidáváním mletého vápence do uhlí před mlýny. Kalcinace vápence probíhá nad teplotou 900 °C, reakce mezi CaO a SO_2 probíhá při teplotě 600 – 1100 °C. Pokud překročíme tuto teplotu, dojde k deaktivaci vzniklého kalcinátu jako důsledek změny porézní struktury. CaSO_3 nad teplotou 600 °C není termostabilní a dále oxiduje na CaSO_4 .

Vápenec musí být dostatečně rozemlet. Produktem je CaSO_4 , CaO a popílek ze spáleného uhlí. Jedná se o heterogenní reakci tuhá látka – plyn.

Předností tohoto způsobu jsou nízké náklady na strojní zařízení (silo na vápenec, talířový a šnekový dopravník a pneumatické dávkování CaCO_3 do kotle). Mezi nevýhody lze zařadit nízkou využitelnost CaO , nutnou rekonstrukci elektrostatického odlučovače (CaO má vysoký měrný odpor, což vede k potřebě větší odlučovací plochy) a větší množství odpadního produktu. Ten se dá využít pouze jako chudá maltovina pro zakládání důlních stěn nebo dna a stěny skládek odpadů.

4.4.2 Aplikace vápence pro fluidní kotle

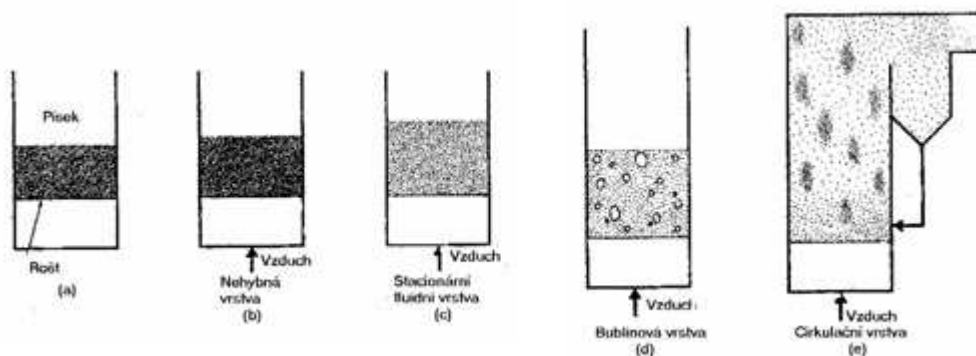
Na rozdíl od aplikace vápence do práškových kotlů lze dosáhnout vysokého proreagování kalcinátu pro omezenou dobu styku obou reagujících fází. U fluidních kotlů je prodlení vápence ve fluidní vrstvě nepoměrně delší a může dosáhnout i řádově tisíce sekund. Při této době a optimální teplotě sulfatace $800 - 850\text{ }^{\circ}\text{C}$, kdy kalcinace vápence je následována sulfatací, se uplatní difúze SO_2 přes vrstvu CaSO_4 v pórech kalcinátu. Sulfatace kalcinátu je podporována charakterem fluidního procesu, kde dochází k otěru vzniklého CaSO_4 na povrchu zrn a tím i urychlení difúze SO_2 k volnému CaO v částicích.

Jedná se o technologii, která má v budoucnu nahradit dožívající generaci práškových kotlů na uhlí. Umožňuje spalovat uhlí, která mají nízkou výhřevnost. Využitím fluidní vrstvy dosáhneme vyšší energetické účinnosti. Stále více se využívá atmosférického fluidního spalování (tlaková fluidní spalování a zplyňování uhlí).

Na obr. 3 je znázorněn princip fluidního spalování. Pokud vzduch přivádíme pod rošt tak nejdříve musí projít vrstvou, která je nehybná a zůstává ležet na roštu. Při zvyšování průtoku vzduchu se vytvoří **stacionární fluidní vrstva**, pro kterou je typické husté uspořádání částic ve vrstvě. Minimální rychlost, při které se vrstva začne chovat jako fluidum, se nazývá minimální fluidizační rychlost. Stacionární vrstvu lze charakterizovat jako kompatibilní vrstvu s vysokou hustotou částic.

Pokud stále dochází ke zvyšování průtoku vzduchu, stává se stacionární fluidní vrstva méně stejnorodou, tvoří se bubliny, což vede ke zvětšování objemu fluidní vrstvy. Takto nazýváme **bublinovou fluidní vrstvu**.

Při vyšší rychlosti vzduchu dochází k tomu, že se bubliny dále zvětšují, začínají se shlukovat a unášejí menší částice z lože. Dojde k jejich zachycení v primárním odlučovači (např. cyklónu), oddělí se od spalin a vracejí se zpět do vrstvy hořícího uhlí. Tento postup probíhá tak dlouho, dokud nejsou částice tak malé, že se neodloučí v primárním odlučovači. Toto je **cirkulační fluidní vrstva**. Úlet nejmenších částic z primárního odlučovače se poté odloučí v sekundárním odlučovači (tkaninový nebo elektrický odlučovač).



Obr. 3 Typy fluidních vrstev

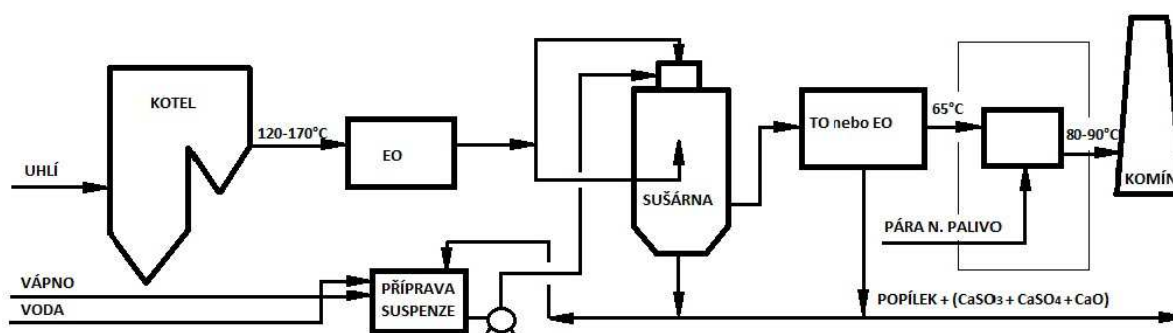
4.5 Polosuchá vápenná metoda odsiřování spalin

Způsob, při kterém dochází ke vstřikování vodní suspenze vápna do reaktoru (rozprašovací sušárna). Dochází zde k adiabatickému odpaření vody ze suspenze a ochlazení spalin na optimální teplotu. Kromě siřičitanu vápenatého se tvoří oxidací i malé množství síranu.

4.5.1 Varianty technologie odsiřování spalin polosuchým vápenným způsobem

4.5.1.1 Rozprašovací absorpce s předodloučením popílku

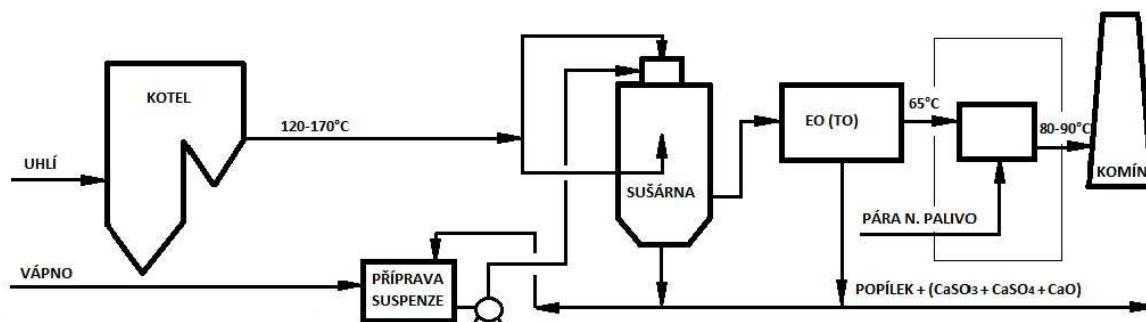
Spaliny vystupují z kotle odprášeny v elektrostatickém odlučovači a vstupují do sušárny, zde dojde ke styku s vápennou suspenzí. Po odpaření vody ze suspenze vzniká pevný produkt, který se odvádí ze spodku sušárny dílem a odchází do tkaninového nebo elektrostatického odlučovače. Vápenná suspenze se připraví vyhašením vápna vodou v nádrži na přípravu suspenze, tady se vrací i část produktu. Spaliny se po ohřátí vypouštějí komínem.



Obr. 4 Rozprašovací absorpce s předodloučením popílku

4.5.1.2 Rozprašovací absorpce bez předodloučení popílku

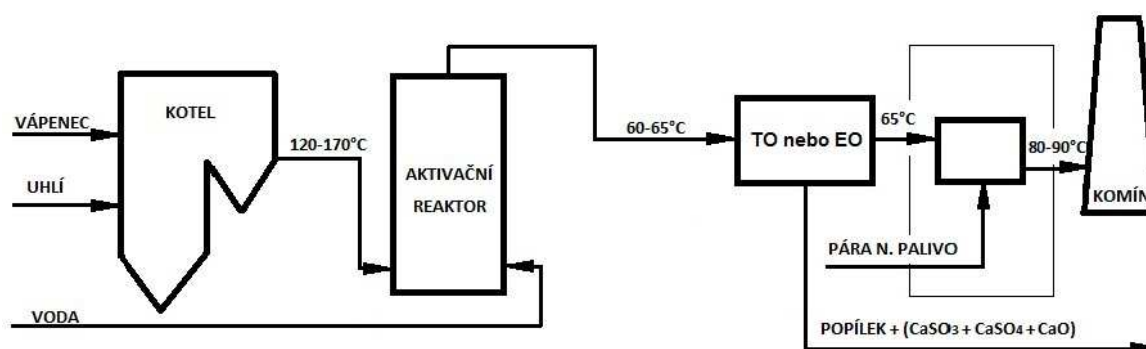
Spaliny vedeny včetně neodloučeného popílku přímo do sušárny, tady se také přidá vápenná suspenze a dochází také k částečné recirkulaci.



Obr. 5 Rozprašovací absorpce bez předodloučení popílku

4.5.1.3 Tampella – Lifac

Jedná se o hybrid mezi suché vápencové aditivní metody a polosuché vápencové metody. Vápenec je nastříkáván do kotle přímo na práškové palivo, v němž kalcinuje a částečně zachycuje SO₂, spaliny jsou ochlazovány v aktivčním reaktoru postřikem vody, aby získaly požadovanou teplotu pro odsíření. Produkt odsíření se odloučí v tkaninovém nebo elektrostatickém odlučovači a spaliny odcházejí do komína. U této metody je důležité dosáhnout teploty spalin blížící se teplotě rosného bodu vody ve spalinách.



Obr. 6 Tampella – Lifac

Látka	Složení (bez odloučení popílku) [% hm.]	Složení (s odloučením popílku) [% hm.]
Popílek	47,0	0,7
H ₂ O volná	3,0	2,9
H ₂ O krystalově vázaná	4,2	8,9
CaSO ₃	25,0	52,7
CaSO ₄	6,8	14,3
Ca(OH) ₂	9,5	12,3
CaCO ₃	0,9	1,5
CaF ₂	0,3	0,6
CaCl ₂	0,9	1,9
inerty	2,4	4,7

Tab. 14 Obvyklé složení produktu polosuché metody odsíření spalin

4.6 Regenerační způsoby odsiřování spalin

Absorpční činidlo se regeneruje a vrací zpět do procesu, tyto metody jsou méně rozšířené než metody průtočné. Hlavním důvodem je, že jsou nákladnější a materiálově a energeticky náročnější než průtočné metody odsíření spalin. Využití jejich produktů [S, zkapalněný SO₂, H₂SO₄, (NH)₄SO₄] je ještě problematičtější než u průtočných procesů. Výhodou průtočných procesů je, že produkty lze skladovat jako odpad, u regeneračních procesů je skladování obtížnější.

Nejpoužívanější regenerační způsob je natriumsulfitový (obchodní název Wellmann-Lord), dále proces magnezitový a proces dvou alkálií (pouze v USA).

5. Základní bilanční výpočty množství spalin a spotřeby provozních hmot

Pro názornost postačí výpočet pro Hnědé uhlí, Hruboprach ze Sokolovské uhelné. Pro Hnědé uhlí, SD z dolu Bílina, hp1 a zemní plyn je výpočet obdobný.

Parametry uhlí: Hnědé uhlí, Hruboprach, Sokolovská uhelná

C^h [%]	H^h [%]	N^h [%]	O^h [%]	S^h [%]	W^r [%]	A^d [%]	Zrnitost [mm]	Q_i^r [MJ/kg]
75	6	0,85	15,35	2,8	36	28,6	0-40	12,4

Tab. 15 Složení hnědé uhlí, Hruboprach, Sokolovská uhelná

Přepočet z hořlaviny na surový vzorek.

$$C^d = C^h \cdot (1 - A^d) \cdot 100 = 0,75 \cdot (1 - 0,286) \cdot 100 = 53,55 [\%] \quad (5.1)$$

C^d - obsah uhlíku v suchém vzorku [%]

C^h - obsah uhlíku v hořlavině [%]

A^d - obsah popeloviny v suchém vzorku [%]

$$H_2^d = H_2^h \cdot (1 - A^d) \cdot 100 = 0,06 \cdot (1 - 0,286) \cdot 100 = 4,284 [\%] \quad (5.2)$$

H_2^d - obsah vodíku v suchém vzorku [%]

H_2^h - obsah vodíku v hořlavině [%]

$$N_2^d = N_2^h \cdot (1 - A^d) \cdot 100 = 0,0085 \cdot (1 - 0,286) \cdot 100 = 0,607 [\%] \quad (5.3)$$

N_2^d - obsah dusíku v suchém vzorku [%]

N_2^h - obsah dusíku v hořlavině [%]

$$O_2^d = O_2^h \cdot (1 - A^d) \cdot 100 = 0,1535 \cdot (1 - 0,286) \cdot 100 = 10,96 [\%] \quad (5.4)$$

O_2^d - obsah kyslíku v suchém vzorku [%]

O_2^h - obsah kyslíku v hořlavině [%]

$$S^d = S^h \cdot (1 - A^d) \cdot 100 = 0,028 \cdot (1 - 0,286) \cdot 100 = 2 [\%] \quad (5.5)$$

S^d - obsah síry v suchém vzorku [%]

S^h - obsah síry v hořlavině [%]

$$C^r = C^d \cdot (1 - W^r) \cdot 100 = 0,5355 \cdot (1 - 0,36) \cdot 100 = 34,272 [\%] \quad (5.6)$$

C^r - obsah uhlíku v surovém vzorku [%]

W^r - obsah vody v surovém vzorku [%]

$$H_2^r = H_2^d \cdot (1 - W^r) \cdot 100 = 0,04284 \cdot (1 - 0,36) \cdot 100 = 2,74 [\%] \quad (5.7)$$

H_2^r - obsah vodíku v surovém vzorku [%]

$$N_2^r = N_2^d \cdot (1 - W^r) \cdot 100 = 0,00607 \cdot (1 - 0,36) \cdot 100 = 0,389 [\%] \quad (5.8)$$

N_2^r - obsah dusíku v surovém vzorku [%]

$$O_2^r = O_2^d \cdot (1 - W^r) \cdot 100 = 0,1096 \cdot (1 - 0,36) \cdot 100 = 7,014 [\%] \quad (5.9)$$

O_2^r - obsah kyslíku v surovém vzorku [%]

$$S^r = S^d \cdot (1 - W^r) \cdot 100 = 0,02 \cdot (1 - 0,36) \cdot 100 = 1,28 [\%] \quad (5.10)$$

S^r - obsah síry v surovém vzorku [%]

$$A^r = A^d \cdot (1 - W^r) \cdot 100 = 0,286 \cdot (1 - 0,36) \cdot 100 = 18,304 [\%] \quad (5.11)$$

A^r - obsah popeloviny v surovém vzorku [%]

Množství spalovacího vzduchu pro uhlí:

$$V_{O_2} = \frac{22,4}{12} \cdot C^r + \frac{22,4}{32} \cdot S^r + \frac{22,4}{4} \cdot H_2^r - \frac{22,4}{32} \cdot O_2^r \quad (5.12)$$

$$V_{O_2} = \frac{22,4}{12} \cdot 0,343 + \frac{22,4}{32} \cdot 0,0128 + \frac{22,4}{4} \cdot 0,0274 - \frac{22,4}{32} \cdot 0,0701 = 0,7513 [m_N^3/kg]$$

V_{O_2} - Množství kyslíku pro spalování [m_N^3/kg]

$$V_{vz,t}^s = \frac{V_{O_2}}{0,21} = \frac{0,7513}{0,21} = 3,577 [m_N^3/kg] \quad (5.13)$$

$V_{vz,t}^s$ - Vzduch teoretický suchý [m_N^3/kg]

$$V_{vz,sk}^s = V_{vz,t}^s \cdot n = 3,577 \cdot 1,21 = 4,3287 [m_N^3/kg] \quad (5.14)$$

$V_{vz,sk}^s$ - Vzduch skutečný suchý [m_N^3/kg]

n - přebytek vzduchu [1]

$$V_{vz,sk}^v = V_{vz,sk}^s \cdot v = 4,3287 \cdot 1,03 = 4,4586 [m_N^3/kg] \quad (5.15)$$

$V_{vz,sk}^v$ - Vzduch skutečný vlhký [m_N^3/kg]

v - Součinitel zvětšení objemu vlivem vlhkosti [1]

Množství suchých a vlhkých spalín v uhlí:

$$V_{sp,t}^s = \frac{22,4}{12} \cdot C^r + \frac{22,4}{32} \cdot S^r + \frac{22,4}{28} \cdot N_2^r + 0,79 \cdot V_{vz,t}^s \quad (5.16)$$

$$V_{sp,t}^s = \frac{22,4}{12} \cdot 0,343 + \frac{22,4}{32} \cdot 0,0128 + \frac{22,4}{28} \cdot 0,0039 + 0,79 \cdot 3,577 = 3,4776 [m_N^3/kg]$$

$V_{sp,t}^s$ - Spaliny teoretické suché [m_N^3/kg]

$$V_{sp,sk}^s = V_{sp,t}^s + (n - 1) \cdot V_{vz,t}^s = 3,4776 + (1,21 - 1) \cdot 3,577 = 4,2288 [m_N^3/kg] \quad (5.17)$$

$V_{sp,sk}^s$ - Spaliny skutečné suché [m_N^3/kg]

$$V_{H_2O} = \frac{44,8}{4} \cdot H_2^r + \frac{22,4}{18} \cdot W^r + (v - 1) \cdot V_{vz,t}^s \quad (5.18)$$

$$V_{H_2O} = \frac{44,8}{4} \cdot 0,0274 + \frac{22,4}{18} \cdot 0,36 + (1,03 - 1) \cdot 3,577 = 0,8602 [m_N^3/kg]$$

V_{H_2O} - Obsah vody ve spalínách [m_N^3/kg]

$$V_{sp,t}^v = V_{sp,t}^s + V_{H_2O} = 3,4776 + 0,8602 = 4,3378 [m_N^3/kg] \quad (5.19)$$

$V_{sp,t}^v$ - Spaliny teoretické vlhké [m_N^3/kg]

$$V_{sp,sk}^v = V_{sp,t}^v + (n - 1) \cdot V_{vz,t}^v = 4,3378 + (1,21 - 1) \cdot 3,6843 = 5,1115 [m_N^3/kg] \quad (5.20)$$

$V_{sp,sk}^v$ - Spaliny skutečné vlhké [m_N^3/kg]

Složení spalín:

Vlhké spaliny

$$CO_2 = \frac{V_{CO_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{12} \cdot C^r}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{12} \cdot 0,343}{5,1115} \cdot 100 = 12,52 [\%] \quad (5.21)$$

CO_2 - Koncentrace oxidu uhličitého ve spalínách [%]

V_{CO_2} - Obsah oxidu uhličitého ve spalínách [%]

$$H_2O = \frac{V_{H_2O}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{0,8602}{5,1115} \cdot 100 = 17,27 [\%] \quad (5.22)$$

H_2O - Koncentrace vody ve spalínách [%]

V_{H_2O} - Obsah vody ve spalínách [%]

$$SO_2 = \frac{V_{SO_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{32} \cdot S^r}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{32} \cdot 0,0128}{5,1115} \cdot 100 = 0,18 [\%] \quad (5.23)$$

SO_2 - Koncentrace oxidu siřičitého ve spalínách [%]

V_{SO_2} - Obsah oxidu siřičitého ve spalínách [%]

$$O_2 = \frac{V_{O_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{0,21 \cdot (n-1) \cdot V_{vz,t}^s}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{0,21 \cdot (1,21-1) \cdot 3,577}{5,1115} \cdot 100 = 3,09 [\%] \quad (5.24)$$

O_2 - Koncentrace kyslíku ve spalínách [%]

V_{O_2} - Obsah kyslíku ve spalínách [%]

$$N_2 = \frac{V_{N_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{28} \cdot N_2^r + 0,79 \cdot V_{vz,sk}^s}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{28} \cdot 0,00389 + 0,79 \cdot 4,3287}{5,1115} \cdot 100 \quad (5.25)$$

$$N_2 = 66,96 \text{ [%]}$$

N_2 - Koncentrace dusíku ve spalínách [%]

V_{N_2} - Obsah dusíku ve spalínách [%]

Suché spaliny

$$CO_2 = \frac{V_{CO_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{12} \cdot C^r}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{12} \cdot 0,343}{4,2288} \cdot 100 = 15,14 \text{ [%]} \quad (5.26)$$

$$SO_2 = \frac{V_{SO_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{32} \cdot S^r}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{32} \cdot 0,0128}{4,2288} \cdot 100 = 0,21 \text{ [%]} \quad (5.27)$$

$$O_2 = \frac{V_{O_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{0,21 \cdot (n-1) \cdot V_{vz,t}^s}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{0,21 \cdot (1,21-1) \cdot 3,577}{4,2288} \cdot 100 = 3,73 \text{ [%]} \quad (5.28)$$

$$N_2 = \frac{V_{N_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{28} \cdot N_2^r + 0,79 \cdot V_{vz,sk}^s}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,4}{28} \cdot 0,00389 + 0,79 \cdot 4,3287}{4,2288} \cdot 100 = 80,94 \text{ [%]} \quad (5.29)$$

Oxidy síry SO_x

Složka spalín SO_x se skládá z SO_2 a SO_3 . Vznikají při spalování fosilních paliv a jsou hlavními látkami, které znečišťují ovzduší v městských oblastech na celém světě. Při spalování fosilních paliv asi 95 % síry přechází na SO_2 . Tento vzniklý oxid siřičitý ve spalínách částečně oxiduje na SO_3 . Ve spalínách před odsířením je jejich poměr 1/40 až 1/80.

6. Tepelná bilance kotle

Slouží k určení účinnosti kotle a množství paliva potřebného k dosažení požadovaného tepelného výkonu kotle.

6.1 Teplo přivedené do kotle

Teplo přivedené do kotle na 1 kg paliva:

$$Q_p^p = Q_i^r + i_p = 12400 + 46,8 = 12446,8 \text{ [kJ/kg]} \quad (6.1)$$

Q_i^r - Výhřevnost paliva[kJ/kg]

i_p - Fyzické teplo paliva[kJ/kg]

Fyzické teplo paliva se počítá tehdy, jestliže se palivo předeřívá mimo kotel parou nebo spaliny, pokud není předeříváno, uvažuje se fyzické teplo jen u paliv s obsahem vody splňující podmínku:

$$W_t^r \geq \frac{Q_i^r}{4,19} \cdot \frac{1}{150} = \frac{12400}{4,19} \cdot \frac{1}{150} \quad (6.2)$$

$$36 [\%] \geq 19,73 [\%]$$

Podmínka je splněna, tzn. Teplota paliva $t_p = 20 \text{ [}^\circ\text{C]}$

Fyzické teplo paliva:

$$i_p = c_p \cdot t_p = 2,34 \cdot 20 = 46,8 \text{ [kJ/kg]} \quad (6.3)$$

c_p - Měrné teplo paliva[kJ/kg.K]

t_p - Teplota paliva[K]

Měrné teplo paliva

$$c_p = c_w \cdot \frac{W_t^r}{100} + c_{su} \cdot \frac{100 - W_t^r}{100} = 4,18 \cdot \frac{36}{100} + 1,3 \cdot \frac{100 - 36}{100} = 2,34 \text{ [kJ/kg.K]} \quad (6.4)$$

$c_w = 4,18 \text{ [kJ/kg.K]}$ - Měrné teplo vody

$c_{su} = 1,3 \text{ [kJ/kg.K]}$ - Měrné teplo sušiny paliva

$W_t^r = 36 [\%]$ - Celkový obsah vody v palivu

6.2 Tepelné ztráty kotle a výpočet účinnosti

Účinnost kotle se vypočte pomocí těchto ztrát:

- Ztráta mechanickým nedopalem (hořlavina v tuhých zbytcích)
- Ztráta chemickým nedopalem (hořlavina ve spalínách)
- Ztráta sdílením tepla do okolí
- Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků
- Ztráta citelným teplem spalín (komínová ztráta)

Ztráta mechanickým nedopalem

Jedná se o ztrátu hořlaviny v tuhých zbytcích (popel, škvára, struska) a je způsobena obsahem uhlíku v nich.

$$z_c = z_{cs} + z_{cú} = 0,883 + 1,64 = 2,523 \text{ [\%]} \quad (6.5)$$

z_c - Ztráta mechanickým nedopalem [%]

z_{cs} - Ztráta ve škváře nebo strusce [%]

$z_{cú}$ - Ztráta v úletu [%]

Ztráta ve škváře nebo strusce:

$$z_{cs} = \frac{c_s}{100-c_s} \cdot \frac{x_s}{100} \cdot \frac{A^r}{Q_p^p} \cdot Q_{cs} = \frac{5}{100-5} \cdot \frac{35}{100} \cdot \frac{18,304}{12446,8} \cdot 32600 = 0,883 \text{ [\%]} \quad (6.6)$$

Ztráta v úletu:

$$z_{cú} = \frac{c_{ú}}{100-c_{ú}} \cdot \frac{x_{ú}}{100} \cdot \frac{A^r}{Q_p^p} \cdot Q_{cú} = \frac{5}{100-5} \cdot \frac{65}{100} \cdot \frac{18,304}{12446,8} \cdot 32600 = 1,64 \text{ [\%]} \quad (6.7)$$

C_i – Podíl hořlaviny v tuhých zbytcích [–]

X_i – Podíl popela v tuhých zbytcích [–]

A^r – Množství popelovin v palivu v surovém stavu [–]

Q_p^p – Teplo přivedené do kotle jedním kilogramem paliva [$\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$]

Q_{ci} – Výhřevnost hořlaviny uvažovaného druhu tuhých zbytků [$\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$]

Ztráta chemickým nedopalem

Vyjadřuje teplo ztracené obsahem hořlaviny ve spalínách. Dosahuje nízkých hodnot řádově kolem desetiny procenta. U paliv s nízkou výhřevností může nabývat vyšších hodnot.

Ohniště		Uhlí	Ztráta Z_{ce} [-]
Roštové	s pásovým roštem		0,008 ÷ 0,01
	s přesuvným roštem		0,005 ÷ 0,01
	pásový rošt s pohazováním		0,005
	pevný rošt s pohazováním		0,01
Granulační	se šachtovými a ventilátorovými mlýny	lignit	0,01 ÷ 0,015
		hnědé	0,005 ÷ 0,01
		černé	0,005
	ostatní	lignit	0,007 ÷ 0,015
		hnědé	0,005 ÷ 0,01
		černé $V^{daf} \geq 0,25$	0,005
Tavicí		černé $V^{daf} < 0,25$	0,003
		hnědé	0,005 ÷ 0,007
		černé $V^{daf} \geq 0,25$	0,005 ÷ 0,007
		černé $V^{daf} < 0,25$	0,0
Fluidní		lignit	0,005 ÷ 0,01
		hnědé	max. 0,001
		černé	0,008 ÷ 0,01
Olejové			0,005 ÷ 0,01
Plynové	$Q_i < 12,5 \text{ MJ/Nm}^3$		0,005 ÷ 0,015
	$Q_i > 12,5 \text{ MJ/Nm}^3$		0,005 ÷ 0,01
Spalování dřeva			0,03 ÷ 0,07

Tab. 16 Ztráta chemickým nedopalem

$$z_{co} = 0,1 \text{ [%]}$$

Ztráta sdílením tepla do okolí

Jedná se o ztrátu, která nám určuje, kolik tepla uteklo pláštěm kotle do okolí. Závisí na izolaci stěn, způsobu oplechování, velikosti povrchu a výkonu kotle.

Vycházíme z normy ČSN 070305 – Hodnocení kotlových ztrát $z_{sv} = 0,8 \text{ [%]}$

Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků

Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků spočívá v nevyužitém teple odcházejících tuhých zbytků. Hodnoty X_i , C_i , A' , Q_p^p jsou stejné jako u ztráty mechanickým nedopalem.

$$z_f = z_{fs} + z_{fú} = 0,3 + 0,12 = 0,42 \text{ [%]} \quad (6.8)$$

z_f - Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků [%]

z_{fs} - Ztráta fyzickým teplem ve škváře nebo strusce [%]

$z_{fú}$ - Ztráta fyzickým teplem v úletu [%]

Ztráta fyzickým teplem ve škváře nebo strusce:

$$z_{fs} = \frac{X_s}{100 - c_s} \cdot \frac{A^r}{Q_p^p} \cdot c_s \cdot t_s = \frac{35}{100 - 5} \cdot \frac{18,304}{12446,8} \cdot 0,93 \cdot 600 = 0,3 \text{ [%]} \quad (6.9)$$

Ztráta fyzickým teplem v úletu:

$$z_{fú} = \frac{X_u}{100 - c_u} \cdot \frac{A^r}{Q_p^p} \cdot c_u \cdot t_u = \frac{65}{100 - 5} \cdot \frac{18,304}{12446,8} \cdot 0,82 \cdot 150 = 0,12 \text{ [%]} \quad (6.10)$$

c_i - Měrné teplo uvažovaných druhů tuhých zbytků popela [kJ/kg.K]

t_i - Teplota uvažovaných druhů tuhých zbytků [°C]

Ztráta citelným teplem spalín

Ztráta, která představuje energii unikající v plynných spalínách. Jedná se o nejvýznamnější ztrátu – nejvíce ovlivňuje výslednou účinnost kotle. Na její velikosti má největší vliv teplota spalín za kotlem a přebytek vzduchu. Zvětšováním obou těchto parametrů se komínová ztráta zvětšuje.

$$z_k = (100 - z_c) \cdot \frac{i_{sp,r} - i_{vz}}{Q_p^p} = (100 - 2,523) \cdot \frac{830,7 - 114,45}{12446,8} = 5,61 \text{ [%]} \quad (6.11)$$

$i_{sp,r}$ - Entalpie recirkulovaných spalín, při dané teplotě t_{sp} a přebytku vzduchu n

i_{vz} - Entalpie vzduchu, při dané teplotě okolí t a přebytku vzduchu n

$$i_{vz} = n \cdot i_{vzmin} = 1,21 \cdot 94,59 = 114,45 \text{ [kJ/kg]} \quad (6.12)$$

$$i_{vzmin} = V_{vz,t}^s \cdot c \cdot t = 3,577 \cdot 1,3222 \cdot 20 = 94,59 \text{ [kJ/kg]} \quad (6.13)$$

Účinnost kotle

Z vypočtených velikostí tepelných ztrát lze určit celkovou účinnost kotle nepřímou metodou.

$$\eta_k = 100 - \sum z_i = 100 - 9,453 = 90,547 \text{ [%]} \quad (6.14)$$

$$\sum z_i = z_c + z_{co} + z_{sv} + z_f + z_k = 2,523 + 0,1 + 0,8 + 0,42 + 5,61 = 9,453 \text{ [%]} \quad (6.15)$$

Výrobní teplo páry a množství paliva

Výrobní teplo páry (tepelný výkon kotle)

$$Q_k = m_p \cdot (i_p - i_{nv}) = 11,11 \cdot (3407,791 - 443,455) = 32937 \text{ [kW}_t\text{]} = 32,937 \text{ [MW}_t\text{]} \quad (6.16)$$

Q_k - Výkon kotle [MW_t]

m_p - Parní výkon kotle [kg/s]

i_p - Entalpie přehřáté páry při tlaku 4,5 [MPa] a teplotě 486 [°C]

i_{nv} - Entalpie napájecí vody při teplotě 105 [°C]

Množství paliva

Množství paliva přivedeného do kotle

$$m_{pal} = \frac{Q_k}{Q_p \cdot \eta_k} = \frac{32937}{12446,8 \cdot 0,90547} = 2,92 [kg/s] = 10,5 [t/h] \quad (6.17)$$

m_{pal} - Množství paliva [kg/s], [t/h]

Skutečné množství spáleného paliva

$$m_{pal,sk} = m_{pal} \cdot \left(1 - \frac{z_c}{100}\right) = 2,92 \cdot \left(1 - \frac{2,523}{100}\right) = 2,85 [kg/s] = 10,25 [t/h] \quad (6.18)$$

Množství suchých spalín

$$\begin{aligned} V_{sp}^s &= (V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{O_2}) \cdot m_{pal} = (0,63 + 0,0087 + 3,4228 + 0,157) \cdot 10500 = \\ V_{sp}^s &= 44\,294,25 [m_N^3/h] \end{aligned} \quad (6.19)$$

Přepočet na 6% O₂

$$Q_{sp} = V_{sp}^s \cdot \frac{0,21 - \omega_{O_2}}{0,21 - 0,06} = 44294,25 \cdot \frac{0,21 - 0,0372}{0,21 - 0,06} = 53670,75 [m_N^3/h] \quad (6.20)$$

Výpočet vstupní koncentrace SO₂ ve vlhkých spalínách při 6 % O₂

$$C_{SO_2} = \frac{2 \cdot S_r \cdot m_{pal}}{Q_{sp}} = \frac{2 \cdot 0,0128 \cdot 10500 \cdot 1000000}{53670,75} = 5008 [mg/m_N^3] \quad (6.21)$$

7. Výpočet polosuché metody odsíření spalín

Po konzultaci s vedoucím diplomové práce a podle mého názoru byla jako nejvýhodnější a nejvhodnější zvolena metoda polosuché sorpce s použitím redukčního přípravku a to na základě množství síry, které je nutné ze spalín odstranit a to z důvodů dodržení emisních limitů pro SO₂.

7.1 Technický popis

Oba kotle K5 a K6 budou mít jednu společnou odsiřovací jednotku, do které povede společný kouřovod. Ten se napojí na stávající kouřovody za spalínovou klapu spalínovými ventilátory. Klapa zde bude pro případ poruchy odsiřovací jednotky, aby mohly spaliny odcházet přímo do komína.

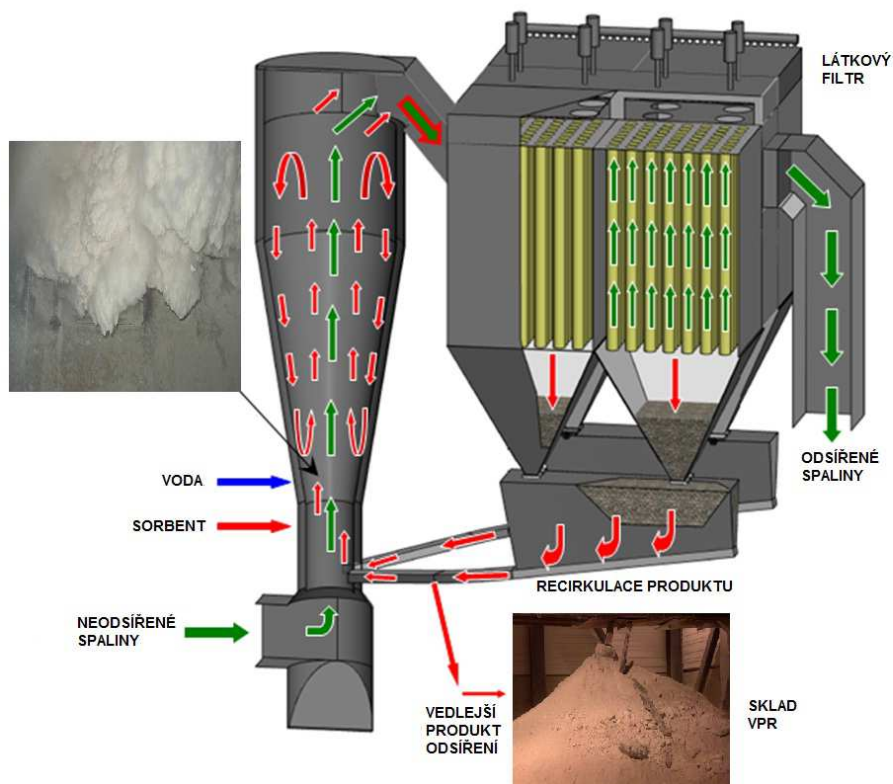
Jako aditivum se zde bude používat pálené vápno CaO , to bude do zásobníku aditiva dopravováno pseudoppravou. Odtud se bude aditivum CaO dopravovat do jednotky suchého hašení vápna (hydrátoru). Zde hašením vznikne sorbent Ca(OH)_2 odvedený do zásobníku sorbentu. V zásobníku sorbentu se nachází veškeré bezpečnostní a potřebné systémy pro dávkování do reaktoru. Množství sorbentu, které bude potřeba dopravit do reaktoru musí odpovídat obsahu SO_2 ve spalínách. V případě poruchy kterékoliv části odsiřovací jednotky (tryska dávkování do odsiřovacího reaktoru, porucha hydrátoru apod.), bude možno použít sorbent dovezený v autocisternách.

Neodsířené spaliny budou společným kouřovodem vyvedeny do spodní části fluidního reaktoru, kde dojde k turbulentnímu proudění. Do tohoto proudu je rozstříkována voda se sorbentem. Pomocí chemických reakcí dojde k absorpci kyselých složek ve spalínách. Do prostoru reaktoru je vracen recirkulovaný produkt odsíření (prach a sorbent). Díky navrženému tvaru reaktoru a rozdílu tlaku je stabilizována fluidní vrstva a také díky nízké rychlosti a vlhkosti dojde k usazení částic z fluidního lože na vnitřní straně reaktoru (ochranná vrstva reaktoru proti korozi a otěru).

Z reaktoru je proud odsířených spalin obsahující pevné částice prachu a recirkulovaný VPR (vedlejší produkt odsíření) veden do další části odsiřovací jednotky a tou je pulzní látkový filtr. Při prostupu filtrem dochází k zachytu pevných částic na látce hadicových filtrů. Část těchto zachycených částic opadá do vyhřívaných výsypek (minimalizace tvorby nánosů vlivem vlhkosti, snížení teploty apod.). Částice zachycené na povrchu látky jsou odstraňovány vlivem pulzního dávkování stlačeného vzduchu a opadají do výsypek látkového filtru.

Z výsypek látkového filtru jsou částice VPR dopravovány do provzdušňovacích dopravních van, které jsou napojeny na recirkulační potrubí a putují zpět do reaktoru a celý proces se opakuje, jak již bylo popsáno výše. Aby nedocházelo k usazování VPR v provzdušňovací vaně jsou zde umístěny žlaby, těmi proudí ohřátý vzduch z elektrického odlučovače. Nadbytečné nebo nepotřebné množství VPR bude odebíráno rotačním podavačem z fluidizační výsypky do sběrného mezizásobníku. Ten bude mít provzdušňovací systém a hladinové snímače max. a min. hladiny VPR. Doprava z mezizásobníku je zajištěna dvěma trasami (jedna provozní a druhá záložní). Doprava bude probíhat středotlakou dmychadlovou pneumatickou dopravou.

Všechny zařízení dopravující VPR (dopravní cesty, mezizásobník, dávkovací rotační podavače a potrubí pneumatické dopravy) budou muset být zaizolovány z důvodu možnosti výskytu kondenzační teploty.



Obr. 7 Schéma fluidního reaktoru a látkového filtru

7.2 Tok spalin

Referenční hodnota obsahu kyslíku je 6 %, jehož velikost je dána přísáváním vzduchu v elektrostatickém odlučovači a v kouřovodech.

Výpočtová hodnota obsahu kyslíku

$$\omega_{O_2} = \frac{V_{O_2} \cdot (n-1)}{V_{sp,sk}^v} = \frac{0,7513 \cdot (1,21-1)}{5,1115} = 3,09 \text{ [%]} \quad (7.1)$$

Tok vlhkých spalin při 3,09 % O₂

$$Q_{sp} = V_{3,09\%O_2} = 53670,75 \text{ [m}_N^3/\text{h]} = 14,91 \text{ [m}_N^3/\text{s]} \quad (7.2)$$

Tok vlhkých spalin při 6 % O₂

$$V_{6\%O_2} = V_{3,09\%O_2} \cdot \frac{21-\omega_{O_2}}{21-\omega_{O_2ref}} = 14,91 \cdot \frac{21-3,09}{21-6} = 17,8 \text{ [m}_N^3/\text{s]} \quad (7.3)$$

Tok vlhkých spalin při reálných podmínkách (3,09 % O₂, t_{sp}=150 °C, p=98000 Pa)

$$V_{3,09\%O_2akt} = V_{3,09\%O_2} \cdot \frac{273,15+t_{sp}}{273,15} \cdot \frac{p_0}{p} = 14,91 \cdot \frac{273,15+150}{273,15} \cdot \frac{101325}{98000} = 23,88 \text{ [m}^3/\text{s]} \quad (7.4)$$

Tok suchých spalin při 6 % O₂

$$V_{6\%O_2such} = V_{6\%O_2} \cdot \frac{100 - \omega_{H_2O,sp}}{100} = 17,8 \cdot \frac{100 - 16,83}{100} = 14,8 [m_N^3/s] \quad (7.5)$$

7.3 Bilance síry

Pro stanovení očekávané spotřeby sorbentu byly provedeny bilanční výpočty toků síry ve spalinách.

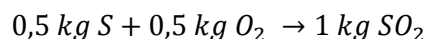
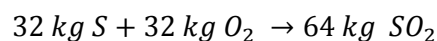
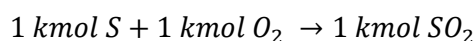
Vstupní koncentrace SO₂ ve vlhkých spalinách při 6 % O₂

$$C_{SO_2} = C_{SO_2,vst} = 5008 [mg/m_N^3]$$

Tok SO₂ do odsiřovacího procesu

$$m_{SO_2,vst} = V_{6\%O_2} \cdot C_{SO_2,vst} = 17,8 \cdot 5008 \cdot 10^{-6} = 0,089 [kg/s] \quad (7.6)$$

Tok S do odsiřovacího procesu



(Pozn.: všechny molární hmotnosti voleny z [12])

$$m_{S,vst} = m_{SO_2,vst} \cdot 0,5 = 0,089 \cdot 0,5 = 0,0445 [kg/s] \quad (7.8)$$

Výstupní koncentrace SO₂ v suchých spalinách při 6 % O₂

$$C_{SO_2,vyst} = 400 [mg/m_N^3]$$

Tok SO₂ z odsiřovacího procesu

$$m_{SO_2,vyst} = V_{6\%O_2such} \cdot C_{SO_2,vyst} = 14,8 \cdot 400 \cdot 10^{-6} = 0,0059 [kg/s] \quad (7.9)$$

Tok S z odsiřovacího procesu

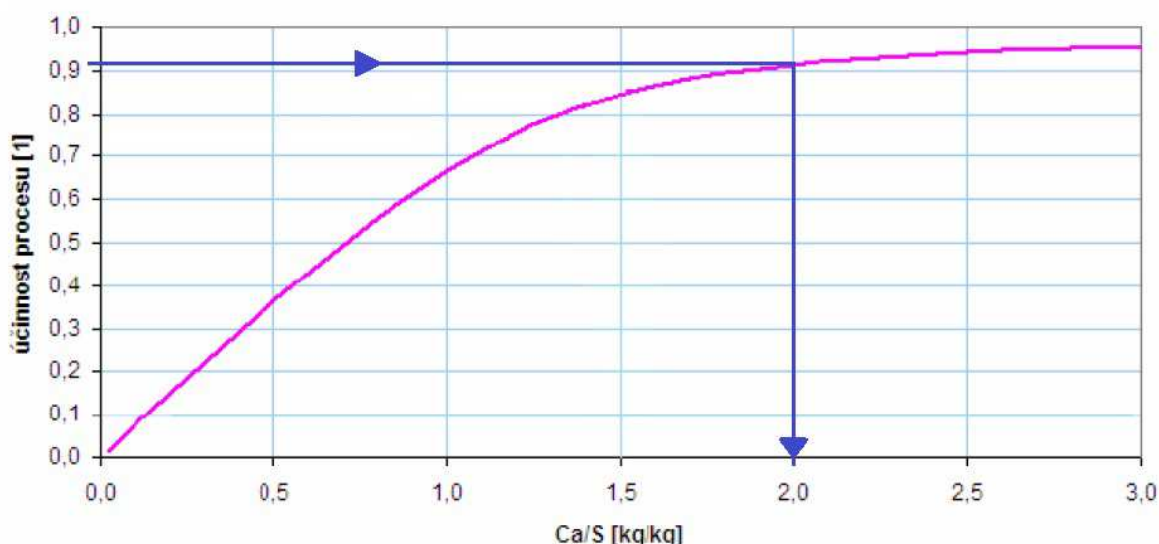
$$m_{S,vyst} = m_{SO_2,vyst} \cdot 0,5 = 0,0059 \cdot 0,5 = 0,00295 [kg/s] \quad (7.10)$$

7.4 Účinnost odsíření

$$\eta_S = \frac{C_{SO_2,vst} - C_{SO_2,vyst}}{C_{SO_2,vst}} = \frac{5008 - 400}{5008} = 0,92 \Rightarrow 92 [\%] \quad (7.11)$$

7.5 Dávkování sorbentu

Účinnost odsiřovacího procesu se vyjadřuje v podobě závislosti $\eta = \eta(\text{Ca/S})$, kde η je účinnost odsiřovacího procesu a Ca/S je stechiometrický poměr toku vápníku k toku síry. Účinnost procesu je závislá kromě stechiometrie dávkování sorbentu na celé řadě dalších parametrů (vlastnosti spalín a zejména kyselých příměsí v nich, vlastnosti sorbentu, stav odsiřovací technologie atd.). Jejich vliv způsobuje, že pro stejné odsiřovací zařízení je křivka závislosti $\eta = \eta(\text{Ca/S})$ různá. Pro tento návrh technického řešení byla zvolena relativně bezpečná závislost $\eta = \eta(\text{Ca/S})$ uvedená v podobě křivky na následujícím grafu:



Obr. 8 Křivka závislosti $\eta = \eta(\text{Ca/S})$

Křivka platí pro speciální sorbent Sorbacal SP 90 μ s čistotou lepší než 95 % obsahu Ca(OH)_2 a měrným povrchem minimálně 45 m^2/g . Jedná se o sorbent, jehož fyzikální struktura byla speciálně upravena pro čištění spalín od kyselých složek. Týká se to zejména měrného povrchu, velikosti pórů a v neposlední řadě i čistoty dané lokalitou těžby výchozí suroviny. Pro vypočtenou účinnost odsíření 92 % odpovídá podle grafu na obr. 8 stechiometrický poměr $\text{Ca/S} = 2$.

Stechiometrický poměr $\text{Ca(OH)}_2/\text{Ca}$

$$\frac{M_{\text{Ca(OH)}_2}}{M_{\text{Ca}}} = \frac{74}{40} = 1,85 \Rightarrow M_{\text{Ca(OH)}_2} = 1,85 \cdot M_{\text{Ca}} \quad (7.12)$$

Tok Ca do odsiřovacího procesu

$$\frac{Ca}{S} = 2 \Rightarrow Ca = 2 \cdot S \quad (7.13)$$

$$m_{Ca} = 2 \cdot m_{S,vst} = 2 \cdot 0,0445 = 0,089 [kg/s] \quad (7.14)$$

Tok sorbentu s čistotou 95 %

$$m_{sorb} = 1,85 \cdot m_{Ca} \cdot \frac{1}{0,95} = 1,85 \cdot 0,089 \cdot \frac{1}{0,95} = 0,173 [kg/s] \quad (7.15)$$

Dávkování sorbentu může však v dané technologii značně kolísat, protože celý proces je ovlivněn mnoha faktory. Jsou to např.:

- Návrh velikosti zařízení, které má při daném toku spalin určitou dobu kontaktu mezi sorbentem a spalinami. I lehce poddimenzované zařízení má mnohem horší spotřební charakteristiky než správně dimenzované zařízení.
- Další ovlivňující faktor může být teplota spalin na výstupu z reaktoru. Pokud se tato teplota blíží k rosnému bodu kyselých složek, zvyšuje se silně účinnost odsiřovacího procesu. Nevýhodou ale může být vyšší vlhkost produktu odsíření, což vede k tvorbě úsad a nálepů.
- Obsah kyselých složek ve spalinách. Mírná koncentrace Cl- nebo F- zvyšuje aktivitu odsiřovacího procesu, váže ovšem na sebe svůj podíl hydrátu.
- Při nízkých koncentracích není špatný obsah popílku ve spalinách, i když jsou díky němu vyšší náklady na recirkulaci produktu odsíření. Ovšem ale velké množství popílku zvyšuje spotřebu vzduchu a z důvodu velké abrazivity snižuje životnost namáhavějších součástí recirkulačních tras.

7.6 Dávkování vody

Cílem dávkování vody do reaktoru je snížení teploty a zvýšení vlhkosti spalin. Tyto veličiny velkým způsobem ovlivňují účinnost odsiřovacího procesu. Je nutné, aby voda z odsiřovacího procesu odcházela krystalicky vázaná na siřičitan vápenatý CaSO_3 , voda v podobě páry ve spalinách a nezbytné minimum volné vody v nedosušeném produktu odsíření.

Pro stanovení toku vody rozprašované do spalin ve fluidním reaktoru byla provedena základní tepelná bilance rozprašované vody.

Hustota spalin

Složka	Hodnota [kg/m_N^3]
CO ₂	1,97680
N ₂	1,25407
SO ₂	2,92620
O ₂	1,42891
H ₂ O	0,80580
Ar	1,78385

Tab. 17 Hustota složek spalin[2]

$$\begin{aligned}\rho_{sp} &= \omega_{CO_2,sp} \cdot \rho_{CO_2} + \omega_{N_2,sp} \cdot \rho_{N_2} + \omega_{SO_2,sp} \cdot \rho_{SO_2} + \omega_{O_2,sp} \cdot \rho_{O_2} + \omega_{H_2O,sp} \cdot \rho_{H_2O} + \omega_{Ar,sp} \cdot \rho_{Ar} = \\ \rho_{sp} &= 0,1252 \cdot 1,9768 + 0,6696 \cdot 1,25407 + 0,00175 \cdot 2,9262 + 0,0385 \cdot 1,42891 + 0,1727 \cdot \\ &\quad \cdot 0,8058 + 0,0081 \cdot 1,78385 = 1,301 \text{ [kg/m}_N^3\text{]} \quad (7.16)\end{aligned}$$

Hmotnostní tok spalin

$$m_{sp} = V_{3,09\%O_2} \cdot \rho_{sp} = 14,91 \cdot 1,301 = 19,397 \text{ [kg/s]} \quad (7.17)$$

Entalpie spalin

t	CO ₂	N ₂	SO ₂	O ₂	H ₂ O	Ar
0	0	0	0	0	0	0
25	41,6	32,5	46,8	32,7	39,1	23,3
100	170	129,5	191,2	131,7	150,6	93,1
150	263,75	194,7	292,65	194,35	227,55	139,55
200	357,5	259,9	394,1	257	304,5	186

Tab. 18 Měrná entalpie složek spalin i [kJ/m^3] závislá na teplotě t [$^{\circ}\text{C}$] [13]

Entalpie spalin při teplotě t = 150 °C na vstupu do fluidního reaktoru

$$\begin{aligned}i_{CO_2} &= 263,75 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \\ i_{N_2} &= 194,7 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \\ i_{SO_2} &= 292,65 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \\ i_{O_2} &= 194,35 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \\ i_{H_2O} &= 227,55 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \\ i_{Ar} &= 139,55 \text{ [kJ/m}^3\text{]}\end{aligned}$$

$$i_{vst} = \omega_{CO2,sp} \cdot i_{CO2} + \omega_{N2,sp} \cdot i_{N2} + \omega_{SO2,sp} \cdot i_{SO2} + \omega_{O2,sp} \cdot i_{O2} + \omega_{H2O,sp} \cdot i_{H2O} + \omega_{Ar,sp} \cdot i_{Ar} = 0,1252 \cdot 263,75 + 0,6696 \cdot 194,7 + 0,00175 \cdot 292,65 + 0,0385 \cdot 194,35 + 0,1727 \cdot 227,55 + 0,0081 \cdot 139,55 = 211,82 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \quad (7.18)$$

Entalpie spalín na výstupu z fluidního reaktoru

$$i_{CO2} = i_{CO2,100^\circ C} \cdot \frac{t_{vyst}}{100} = 170 \cdot \frac{98}{100} = 166,6 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \quad (7.19)$$

$$i_{N2} = i_{N2,100^\circ C} \cdot \frac{t_{vyst}}{100} = 129,5 \cdot \frac{98}{100} = 126,9 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \quad (7.20)$$

$$i_{SO2} = i_{SO2,100^\circ C} \cdot \frac{t_{vyst}}{100} = 191,2 \cdot \frac{98}{100} = 187,4 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \quad (7.21)$$

$$i_{O2} = i_{O2,100^\circ C} \cdot \frac{t_{vyst}}{100} = 131,7 \cdot \frac{98}{100} = 129,1 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \quad (7.22)$$

$$i_{H2O} = i_{H2O,100^\circ C} \cdot \frac{t_{vyst}}{100} = 150,6 \cdot \frac{98}{100} = 147,6 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \quad (7.23)$$

$$i_{Ar} = i_{Ar,100^\circ C} \cdot \frac{t_{vyst}}{100} = 93,1 \cdot \frac{98}{100} = 91,2 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \quad (7.24)$$

$$i_{vyst} = \omega_{CO2,sp} \cdot i_{CO2} + \omega_{N2,sp} \cdot i_{N2} + \omega_{SO2,sp} \cdot i_{SO2} + \omega_{O2,sp} \cdot i_{O2} + \omega_{H2O,sp} \cdot i_{H2O} + \omega_{Ar,sp} \cdot i_{Ar} = 0,1252 \cdot 166,6 + 0,6696 \cdot 126,9 + 0,00175 \cdot 187,4 + 0,0385 \cdot 129,1 + 0,1727 \cdot 147,6 + 0,0081 \cdot 91,2 = 137,36 \text{ [kJ/m}^3\text{]} \quad (7.25)$$

Teplo v 1 m³ spalín

$$Q_{1mN3,sp} = i_{vst} - i_{vyst} = 211,82 - 137,36 = 74,46 \text{ [kJ/m}^3_N\text{]} \quad (7.26)$$

Teplo v 1 kg spalín

$$Q_{1kg,sp} = \frac{Q_{1mN3,sp}}{\rho_{sp}} = \frac{74,46}{1,301} = 57,23 \text{ [kJ/kg]} \quad (7.27)$$

Tok vody na ochlazení 1 kg spalín

$$Q_{vody} = Q_{1kg,sp} = m \cdot (i'' - i_v) \Rightarrow m = \frac{Q_{1kg,sp}}{i'' - i_v} = \frac{57,23}{2674,2 - 84,013} = 0,0221 \text{ [kg/kg}_{sp}\text{]} \quad (7.28)$$

i_v - Entalpie vstupní vody pro teplotu 20 °C, tlak 0,1 MPa: $i_v = 84,013 \text{ [kJ/kg]}$

i'' - Entalpie syté páry pro teplotu 98 °C: $i'' = 2674,2 \text{ [kJ/kg]}$

Tok vody do odsiřovacího procesu

$$m_{H_2O} = m \cdot m_{sp} = 0,0221 \cdot 19,397 = 0,429 \text{ [kg/s]} \quad (7.29)$$

Hmotnost vody v 1 m³ spalin na vstupu do fluidního reaktoru

$$m_{H_2O,vst} = \rho_{H_2O} \cdot \omega_{H_2O,sp} = 0,8058 \cdot 0,1727 = 0,139 \text{ [kg/m}_N^3] \quad (7.30)$$

Hmotnost vody v 1 m³ spalin toku vody do odsiřovacího procesu

$$m_{H_2O,proc} = m \cdot \rho_{sp} = 0,0221 \cdot 1,301 = 0,029 \text{ [kg/m}_N^3] \quad (7.31)$$

Hmotnost vody v 1 m³ spalin na výstupu z fluidního reaktoru

$$m_{H_2O,vyst} = m_{H_2O,vst} + m_{H_2O,proc} = 0,139 + 0,029 = 0,168 \text{ [kg/m}_N^3] \quad (7.32)$$

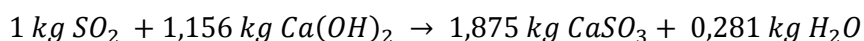
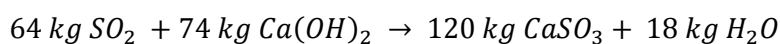
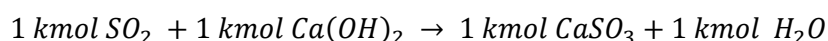
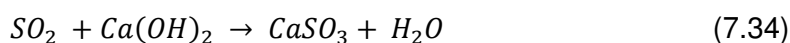
Objem vodní páry v 1 m³ spalin na výstupu z fluidního reaktoru

$$\omega_{H_2O,vyst} = \frac{m_{H_2O,vyst}}{\rho_{H_2O}} = \frac{0,168}{0,8058} = 0,209 \text{ [kg/m}_N^3] \quad (7.33)$$

V bilanci byla pro zjednodušení zanedbána zbytková voda v produktu a voda a energie chemické reakce hydroxidu vápenatého Ca(OH)_2 a oxidu siřičitého SO_2 , které se částečně kompenzují. Výpočet spotřeby vody je pouze teoretický se zanedbáním vlivů provozu.

7.7 Bilance produktu odsíření

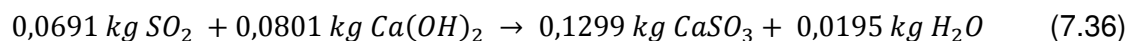
Hmotnostní toky jednotlivých složek lze vypočítat ze stechiometrické rovnice reakce oxidu siřičitého s vápenným hydrátem



Množství SO_2 v odsiřovacím procesu

$$m_{\text{SO}_2,r} = m_{\text{SO}_2,vst} - m_{\text{SO}_2,vyst} = 0,075 - 0,0059 = 0,0691 \text{ [kg/s]} \quad (7.35)$$

Po nutném přepočtu vypadá stechiometrická rovnice následovně



Tok $CaSO_3$ v produktu odsíření

$$m_{CaSO_3} = 0,1299 \text{ [kg/s]}$$

Tok $Ca(OH)_2$ v produktu odsíření

$$m_{Ca(OH)_2} = m_{sorb} \cdot 0,95 - 0,0801 = 0,173 \cdot 0,95 - 0,0801 = 0,0586 \text{ [kg/s]} \quad (7.37)$$

Tok příměsí v sorbentu

$$m_{př} = m_{sorb} \cdot (1 - 0,95) = 0,173 \cdot (1 - 0,95) = 0,0073 \text{ [kg/s]} \quad (7.38)$$

Tok suchého produktu odsíření

$$\begin{aligned} m_{prod,such} &= m_{CaSO_3} + m_{Ca(OH)_2} + m_v + m_{př} = 0,1299 + 0,0586 + 0,0043 + 0,0073 = \\ m_{prod,such} &= 0,2001 \text{ [kg/s]} \end{aligned} \quad (7.39)$$

Podíl $CaSO_3$ v produktu odsíření

$$\omega_{CaSO_3} = \frac{m_{CaSO_3}}{m_{prod,such}} \cdot 100 = \frac{0,1299}{0,2001} \cdot 100 = 64,9 \text{ [%]} \quad (7.40)$$

Podíl $Ca(OH)_2$ v produktu odsíření

$$\omega_{Ca(OH)_2} = \frac{m_{Ca(OH)_2}}{m_{prod,such}} \cdot 100 = \frac{0,0586}{0,2001} \cdot 100 = 29,3 \text{ [%]} \quad (7.41)$$

Podíl popílku v produktu odsíření

$$\omega_{pop} = \frac{m_v}{m_{prod,such}} \cdot 100 = \frac{0,0043}{0,2001} \cdot 100 = 2,15 \text{ [%]} \quad (7.42)$$

Podíl příměsí v produktu odsíření

$$\omega_{př} = \frac{m_{př}}{m_{prod,such}} \cdot 100 = \frac{0,0073}{0,2001} \cdot 100 = 3,65 \text{ [%]} \quad (7.43)$$

Celkem produktu odsíření s 3,09% vlhkosti

$$m_{prod,3,09\%O_2} = m_{prod,such} \cdot 1,0385 = 0,2001 \cdot 1,0385 = 0,208 \text{ [kg/s]} \quad (7.44)$$

Spaliny s produktem odsíření jsou vedeny do látkového filtru odsiřování, kde je vysoký podíl produktu odloučen a jen malá část odpovídající výstupní koncentraci maximálně 20 mg/m_N³ uniká do atmosféry.

7.8 Bilance TZL do atmosféry

Výstupní koncentrace TZL v suchých spalínách při 6 % O₂

$$C_{TZL} = 20 [mg/m_N^3]$$

Skutečná koncentrace TZL

$$C_{TZL,skut} = \frac{C_{TZL}}{\frac{21-\omega_{O_2ref}}{21-\omega_{O_2}}} = \frac{20}{\frac{21-6}{21-3,09}} = 23,88 [mg/m^3] \quad (7.45)$$

Hmotový tok do komína

$$m_{TZL} = V_{3,09\%O_2} \cdot C_{TZL,skut} = 14,91 \cdot 23,88 = 356,05 [mg/s] \quad (7.46)$$

8. Roční vyhodnocení

8.1 Odsiřovací sorbent

Stanovení roční spotřeby sorbentu souvisí s provozním využitím zdroje a podílu jednotlivých hodnot vstupních veličin. Spotřebu sorbentu určíme pro vlhké spaliny při 3,09% O₂ při plném ročním využití tj. $\tau = 8760 [h/rok]$

Hodinová spotřeba sorbentu

$$m_{sorb,hod} = m_{sorb} \cdot 3600 = 0,173 \cdot 3600 = 622,8 [kg/h] \quad (8.1)$$

Roční spotřeba sorbentu

$$m_{sorb,rok} = m_{sorb,hod} \cdot 10^{-3} \cdot \tau = 622,8 \cdot 10^{-3} \cdot 8760 = 5455,7 [t/rok] \quad (8.2)$$

Musíme ale počítat s tím, že závislost účinnosti procesu na dávkování sorbentu je nelineární. Z tohoto důvodu budou režimy odchylovající se od průměrné spotřeby ke spotřebě při vyšší účinnosti potřebovat více sorbentu.

8.2 Procesní voda

Do procesu odsíření vstupuje voda o teplotě 20 °C. Ta ochlazuje spaliny z teploty 150 °C na teplotu 98 °C. Dochází k jejímu rozprášení do fluidního reaktoru a vlivem tepla spalin dojde k jejímu odpaření.

Hodinová spotřeba vody

$$V_{H_2O, hod} = \frac{m_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} \cdot 3600 = \frac{0,429}{1000} \cdot 3600 = 1,54 [m^3/h] \quad (8.3)$$

Roční spotřeba vody

$$V_{H_2O, rok} = V_{H_2O, hod} \cdot \tau = 1,54 \cdot 8760 = 13490,4 [m^3/rok] \quad (8.4)$$

Na rozdíl od sorbentu je spotřeba vody závislá na tepelné kapacitě spalin téměř lineárně. Malé nelineárnosti může způsobovat část krystalické vody v produktu odsíření a voda vznikající chemickou reakcí vápenného hydrátu s oxidy síry. Pokud bude teplota a množství spalin víceméně konstantní a zanedbáme-li tyto odchylky, nebude docházet k výrazným odchylkám spotřeby vody od mnou vypočtených hodnot.

8.3 Produkt odsíření

Produkt odsíření vychází z látkového filtru odsíření dvěma toky. Jeden vede do fluidního lože reaktoru k recirkulaci. Druhý tok je odvádět do expedičního sila produktu.

Hodinová produkce produktu odsíření

$$m_{prod, hod} = m_{prod, 3,09\%O_2} \cdot 3600 = 0,208 \cdot 3600 = 748,8 [kg/h] \quad (8.5)$$

Roční produkce produktu odsíření

$$m_{prod, rok} = m_{prod, hod} \cdot 10^{-3} \cdot \tau = 748,8 \cdot 10^{-3} \cdot 8760 = 6559,5 [t/rok] \quad (8.6)$$

8.4 TZL do atmosféry

Běžně se koncentrace prachu z nového látkového filtru pohybuje kolem 10 mg/m³. Hodnota 20 mg/m³ spalin odpovídá látkovému filtru s běžnými netěsnostmi, částečně opotřebovanou tkaninou a dostačující rezervou.

Hodinová produkce TZL do atmosféry

$$m_{TZL, hod} = m_{TZL} \cdot 10^{-6} \cdot 3600 = 356,05 \cdot 10^{-6} \cdot 3600 = 1,28 [kg/h] \quad (8.7)$$

Roční produkce TZL do atmosféry

$$m_{TZL,rok} = m_{TZL,hod} \cdot 10^{-3} \cdot \tau = 1,28 \cdot 10^{-3} \cdot 8760 = 11,21 [t/rok] \quad (8.8)$$

8.5 SO₂ do atmosféry

Hodinová produkce SO₂ do atmosféry

$$m_{SO_2,hod} = m_{SO_2,vyst} \cdot 3600 = 0,0059 \cdot 3600 = 21,24 [kg/h] \quad (8.9)$$

Roční produkce SO₂ do atmosféry

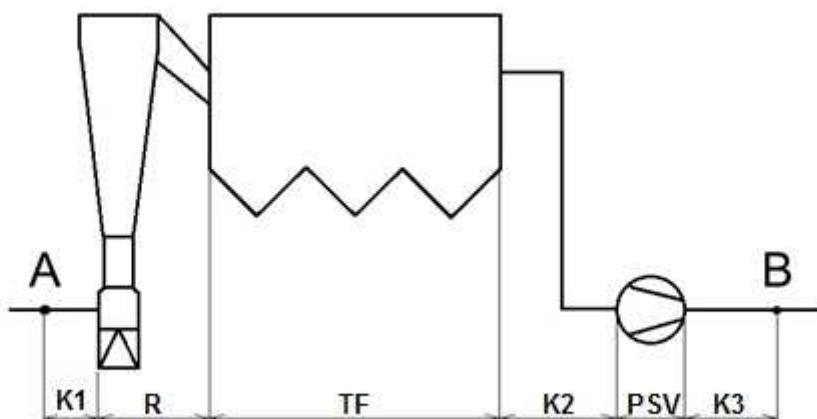
$$m_{SO_2,rok} = m_{SO_2,hod} \cdot 10^{-3} \cdot \tau = 21,24 \cdot 10^{-3} \cdot 8760 = 186 [t/rok] \quad (8.10)$$

Žádné další odpadní látky (kapalné nebo tuhé) při provozu nevznikají. Výjimku tvoří pouze maziva z rotačních strojů a malé toky dopravního vzduchu při plnění sorbentu sil produktu odsíření. Toto je nutno řešit odprášením skladovacích objemů v souladu s příslušnými limity.

9. Návrh pomocného spalínového ventilátoru

9.1 Výpočet tlakových ztrát

Pro výpočet pomocného spalínového ventilátoru potřebujeme znát tlakové ztráty v jednotlivých sekcích odsiřovací jednotky. Sečteme-li ztráty jednotlivých sekcí, získáme celkovou tlakovou ztrátu mezi body A a B. Patří zde ztráta v kouřovodu před reaktorem, reaktor, látkový filtr, kouřovod mezi látkovým filtrem a pomocným ventilátorem a kouřovod mezi pomocným ventilátorem a komínem.



Obr. 9 Schéma sekcí odsiřovací jednotky

Celková tlaková ztráta

$$\Delta p_{AB} = \Delta p_{K1} + \Delta p_R + \Delta p_{TF} + \Delta p_{K2} + \Delta p_{K3} \quad (9.1)$$

Δp_{K1} Tlaková ztráta v kouřovodu při průtoku spalin mezi ventilátorem spalin a reaktorem.

Δp_R Tlaková ztráta při průtoku spalin reaktorem – volím 1500 Pa – Hodnota je mnou volena podle informací od výrobce (společnost Rafako s.a.)

Δp_{TF} Tlaková ztráta při průtoku látkovým filtrem – volím 1500 Pa dle doporučení výrobce (společnost Rafako s.a.) se musí hodnota pohybovat v rozmezí 1200 - 1600 Pa.

Δp_{K2} Tlaková ztráta v kouřovodu mezi látkovým filtrem a pomocným spalínovým ventilátorem.

Δp_{K3} Tlaková ztráta mezi pomocným spalínovým ventilátorem a komínem.

Δp_{K1} Tlaková ztráta v kouřovodu při průtoku spalin mezi ventilátorem spalin a reaktorem

Objem procházejících spalin $Q_{SP150^\circ C} = 85\,968 \text{ m}^3/\text{h} = 23,88 \text{ m}^3/\text{s}$.

Rychlost spalin v kouřovodu volím $w_{SPK1} = 15 \text{ m/s}$.

Průměr kouřovodu D_{K1}

$$S_{K1} = \frac{Q_{SP150^\circ C}}{w_{SPK1}} = \frac{23,88}{15} = 1,59 \text{ [m}^2\text{]} \quad (9.2)$$

S_{K1} - Průřez kouřovodu [m^2]

$$S_{K1} = \frac{\pi \cdot D_{K1}^2}{4} \Rightarrow D_{K1} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{K1}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,59}{\pi}} = 1,42 \text{ [m]} \quad (9.3)$$

Podle výsledného průměru volím tedy průměr kouřovodu $D_{K1} = 1,5 \text{ m}$

Rychlost proudění spalin pro D_{K1}

$$w_{SPK1} = \frac{Q_{SP150^\circ C}}{S_{K1}} = \frac{Q_{SP150^\circ C}}{\frac{\pi \cdot D_{K1}^2}{4}} = \frac{23,88}{\frac{\pi \cdot 1,5^2}{4}} = 13,5 \text{ [m/s]} \quad (9.4)$$

Hustota spalín za normálních podmínek

$$\rho_{SP} = \frac{p_N \cdot (\omega_{N_2} \cdot 28 + \omega_{O_2} \cdot 32 + \omega_{CO_2} \cdot 44 + \omega_{SO_2} \cdot 64 + \omega_{H_2O} \cdot 18)}{R \cdot (t + t_N)} \quad (9.5)$$

$$\rho_{SP} = \frac{101325 \cdot (0,6696 \cdot 28 + 0,0309 \cdot 32 + 0,1252 \cdot 44 + 0,00175 \cdot 64 + 0,1727 \cdot 18)}{8314 \cdot (0 + 273,15)} = 1,2699 \text{ [kg/m}_N^3\text{]}$$

Hustota spalín v úseku K1

$$\rho_{SPK1} = \frac{p \cdot (\omega_{N_2} \cdot 28 + \omega_{O_2} \cdot 32 + \omega_{CO_2} \cdot 44 + \omega_{SO_2} \cdot 64 + \omega_{H_2O} \cdot 18)}{R \cdot (t + t_N)} \quad (9.6)$$

$$\rho_{SPK1} = \frac{100525 \cdot (0,6696 \cdot 28 + 0,0309 \cdot 32 + 0,1252 \cdot 44 + 0,00175 \cdot 64 + 0,1727 \cdot 18)}{8314 \cdot (150 + 273,15)} = 0,813 \text{ [kg/m}_N^3\text{]}$$

p - statický tlak v části K1 = - 800 Pa

t - Teplota spalín v části K1 = 150 °C

Reynoldsovo číslo

$$Re = \frac{w_{SPK1} \cdot D_{K1}}{\nu} = \frac{13,5 \cdot 1,5}{0,00003} = 675\,000 \text{ [1]} \quad (9.7)$$

ν - kinetická viskozita $\nu = 0,00003 \text{ m}^2/\text{s}$ [6]

Součinitel tření[6]

$$\lambda = 0,0054 + 0,396 \cdot Re^{-0,3} = 0,0054 + 0,396 \cdot 675\,000^{-0,3} = 0,0125 \text{ [1]} \quad (9.8)$$

Navrhovaná délka kouřovodu v úseku K1

Délka L = 50 m

Segmentová kolena 90 °, 3 kusy

T kus 90 °, D = 1500 mm

V kouřovodu se vyskytují místní odpory, které vypočteme za pomoci součinitelů lokálních odporů ζ a příslušných vztahů.

Segmentové koleno 90 °

Pro poměr mezi průměrem kouřovodu a rádiusem $D/R = 1$ se podle diagramu volí

$\zeta_1 = 0,2 \text{ Pa}$, 3 kusy [9]

T kus 90 °

O průměru $D_{K1} = 1500 \text{ mm}$ kde se dělí množství spalín $Q_1 / Q_2 = 0,5$

$\zeta_2 = 0,578 \text{ Pa}$ [9]

Tlaková ztráta v úseku K1

$$\Delta p_{K1} = \frac{w_{SPK1}^2 \cdot \rho_{SPK1}}{2} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{L}{D_{K1}} + \zeta_1 + \zeta_2 \right) = \frac{13,5^2 \cdot 0,813}{2} \cdot \left[0,0125 \cdot \frac{50}{1,5} + (0,2 \cdot 3) + 0,578 \right] =$$
$$\Delta p_{K1} = 118,1 \text{ [Pa]} \quad (9.9)$$

Δp_{K2} Tlaková ztráta v kouřovodu při průtoku spalin mezi látkovým filtrem a pomocným ventilátorem spalin

Objem procházejících spalin $Q_{SP95^\circ C} = 74\,808 \text{ m}^3/\text{h} = 20,78 \text{ m}^3/\text{s}$.

Rychlost spalin v kouřovodu volím $w_{SPK2} = 15 \text{ m/s}$.

Průměr kouřovodu D_{K2}

$$S_{K2} = \frac{Q_{SP95^\circ C}}{w_{SPK2}} = \frac{20,78}{15} = 1,39 \text{ [m}^2\text{]} \quad (9.10)$$

$$S_{K2} = \frac{\pi \cdot D_{K2}^2}{4} \Rightarrow D_{K2} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{K2}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,39}{\pi}} = 1,33 \text{ [m]} \quad (9.11)$$

Podle výsledného průměru volím tedy průměr kouřovodu $D_{K2} = 1,4 \text{ m}$

Rychlost proudění spalin pro D_{K2}

$$w_{SPK2} = \frac{Q_{SP95^\circ C}}{S_{K2}} = \frac{Q_{SP95^\circ C}}{\frac{\pi \cdot D_{K2}^2}{4}} = \frac{20,78}{\frac{\pi \cdot 1,4^2}{4}} = 13,5 \text{ [m/s]} \quad (9.12)$$

Hustota spalin za normálních podmínek

$$\rho_{SP} = \frac{p_N \cdot (\omega_{N_2} \cdot 28 + \omega_{O_2} \cdot 32 + \omega_{CO_2} \cdot 44 + \omega_{SO_2} \cdot 64 + \omega_{H_2O} \cdot 18)}{R \cdot (t + t_N)} = \quad (9.13)$$

$$\rho_{SP} = \frac{101325 \cdot (0,6696 \cdot 28 + 0,0309 \cdot 32 + 0,1252 \cdot 44 + 0,00175 \cdot 64 + 0,1727 \cdot 18)}{8314 \cdot (0 + 273,15)} = 1,2699 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

Hustota spalin v úseku K2

$$\rho_{SPK2} = \frac{p \cdot (\omega_{N_2} \cdot 28 + \omega_{O_2} \cdot 32 + \omega_{CO_2} \cdot 44 + \omega_{SO_2} \cdot 64 + \omega_{H_2O} \cdot 18)}{R \cdot (t + t_N)} = \quad (9.14)$$

$$\rho_{SPK2} = \frac{98425 \cdot (0,6696 \cdot 28 + 0,0309 \cdot 32 + 0,1252 \cdot 44 + 0,00175 \cdot 64 + 0,1727 \cdot 18)}{8314 \cdot (95 + 273,15)} = 0,915 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

p - statický tlak v části K2 = - 2900 Pa

t - Teplota spalin v části K2 = 95 °C

Reynoldsovo číslo

$$Re = \frac{w_{SPK2} \cdot D_{K2}}{\nu} = \frac{13,5 \cdot 1,4}{0,00003} = 630\,000 \text{ [1]} \quad (9.15)$$

ν - kinetická viskozita $\nu = 0,00003 \text{ m}^2/\text{s}$ [6]

Součinitel tření [6]

$$\lambda = 0,0054 + 0,396 \cdot Re^{-0,3} = 0,0054 + 0,396 \cdot 630\,000^{-0,3} = 0,01261 \text{ [1]} \quad (9.16)$$

Navrhovaná délka kouřovodu v úseku K2

Délka $L = 18 \text{ m}$

Segmentové koleno 90° , 1 kus

V kouřovodu se vyskytují místní odpory, které vypočteme za pomoci součinitelů lokálních odporů ζ a příslušných vztahů.

Segmentové koleno 90°

Pro poměr mezi průměrem kouřovodu a rádiusem $D/R = 1$ se podle diagramu volí

$\zeta = 0,2 \text{ Pa}$, 1 kus [9]

Tlaková ztráta v úseku K2

$$\Delta p_{K2} = \frac{w_{SPK2}^2 \cdot \rho_{SPK2}}{2} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{L}{D_{K2}} + \zeta \right) = \frac{13,5^2 \cdot 0,915}{2} \cdot \left[0,01261 \cdot \frac{18}{1,4} + 0,2 \right] = 30,2 \text{ [Pa]} \quad (9.17)$$

Δp_{K3} Tlaková ztráta v kouřovodu při průtoku spalin mezi pomocným ventilátorem spalin a komínem

Objem procházejících spalin $Q_{SP92^\circ\text{C}} = 74\,196 \text{ m}^3/\text{h} = 20,61 \text{ m}^3/\text{s}$.

Rychlost spalin v kouřovodu volím $w_{SPK3} = 15 \text{ m/s}$.

Průměr kouřovodu D_{K3}

$$S_{K3} = \frac{Q_{SP92^\circ\text{C}}}{w_{SPK3}} = \frac{20,61}{15} = 1,374 \text{ [m}^2\text{]} \quad (9.18)$$

$$S_{K3} = \frac{\pi \cdot D_{K3}^2}{4} \Rightarrow D_{K3} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{K3}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,374}{\pi}} = 1,32 \text{ [m]} \quad (9.19)$$

Podle výsledného průměru volím tedy průměr kouřovodu $D_{K3} = 1,4 \text{ m}$

Rychlost proudění spalin pro D_{K3}

$$w_{SPK3} = \frac{Q_{SP92^{\circ}C}}{S_{K3}} = \frac{Q_{SP92^{\circ}C}}{\frac{\pi \cdot D_{K3}^2}{4}} = \frac{20,61}{\frac{\pi \cdot 1,4^2}{4}} = 13,39 \text{ [m/s]} \quad (9.20)$$

Hustota spalin za normálních podmínek

$$\rho_{SP} = \frac{p_N \cdot (\omega_{N_2} \cdot 28 + \omega_{O_2} \cdot 32 + \omega_{CO_2} \cdot 44 + \omega_{SO_2} \cdot 64 + \omega_{H_2O} \cdot 18)}{R \cdot (t + t_N)} = \quad (9.21)$$

$$\rho_{SP} = \frac{101325 \cdot (0,6696 \cdot 28 + 0,0309 \cdot 32 + 0,1252 \cdot 44 + 0,00175 \cdot 64 + 0,1727 \cdot 18)}{8314 \cdot (0 + 273,15)} = 1,2699 \text{ [kg/m}_N^3\text{]}$$

Hustota spalin v úseku K3

$$\rho_{SPK3} = \frac{p \cdot (\omega_{N_2} \cdot 28 + \omega_{O_2} \cdot 32 + \omega_{CO_2} \cdot 44 + \omega_{SO_2} \cdot 64 + \omega_{H_2O} \cdot 18)}{R \cdot (t + t_N)} = \quad (9.22)$$

$$\rho_{SPK3} = \frac{101525 \cdot (0,6696 \cdot 28 + 0,0309 \cdot 32 + 0,1252 \cdot 44 + 0,00175 \cdot 64 + 0,1727 \cdot 18)}{8314 \cdot (92 + 273,15)} = 0,9515 \text{ [kg/m}_N^3\text{]}$$

p - statický tlak v části K3 = + 200 Pa

t - Teplota spalin v části K3 = 92 °C

Reynoldsovo číslo

$$Re = \frac{w_{SPK3} \cdot D_{K3}}{\nu} = \frac{13,39 \cdot 1,4}{0,00003} = 624\,866,7 \text{ [1]} \quad (9.23)$$

ν - kinetická viskozita ν = 0,00003 m²/s [6]

Součinitel tření [6]

$$\lambda = 0,0054 + 0,396 \cdot Re^{-0,3} = 0,0054 + 0,396 \cdot 624\,866,7^{-0,3} = 0,01262 \text{ [-]} \quad (9.24)$$

Navrhovaná délka kouřovodu v úseku K3

Délka L = 90 m

Segmentové koleno 90 °, 3 kusy

V kouřovodu se vyskytují místní odpory, které vypočteme za pomoci součinitelů lokálních odporů ζ a příslušných vztahů.

Segmentové koleno 90 °

Pro poměr mezi průměrem kouřovodu a rádiusem D/R = 1 se podle diagramu volí

ζ = 0,2 Pa, 3 kusy [9]

Tlaková ztráta v úseku K3

$$\Delta p_{K3} = \frac{w_{SPK3}^2 \cdot \rho_{SPK3}}{2} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{L}{D_{K3}} + \zeta \right) = \frac{13,39^2 \cdot 0,9515}{2} \cdot \left[0,01262 \cdot \frac{90}{1,4} + (0,2 \cdot 3) \right] = 120,4 \text{ [Pa]} \quad (9.25)$$

$\Delta p_{AB,t}$ Teoretická celková tlaková ztráta v kouřovodu mezi body A a B

$$\begin{aligned} \Delta p_{AB,t} &= \Delta p_{K1} + \Delta p_R + \Delta p_{TF} + \Delta p_{K2} + \Delta p_{K3} = 118,1 + 1500 + 1500 + 30,2 + 120,4 = \\ \Delta p_{AB,t} &= 3268,7 \text{ [Pa]} \end{aligned} \quad (9.26)$$

$\Delta p_{AB,s}$ Skutečná celková tlaková ztráta v kouřovodu mezi body A a B

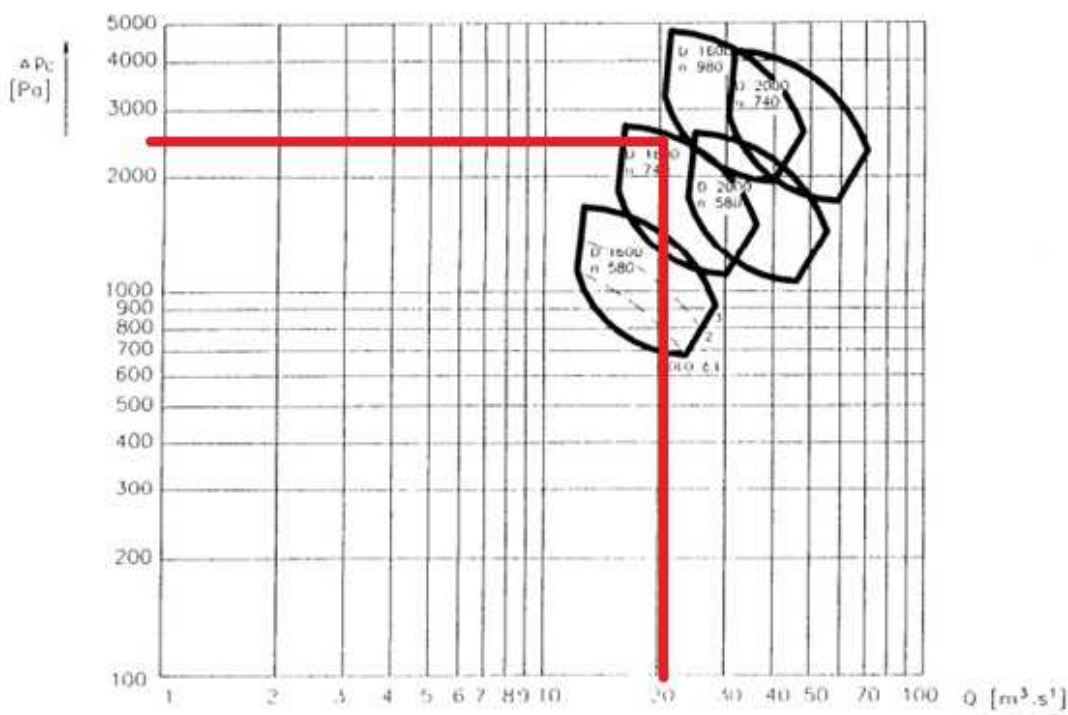
$$\Delta p_{AB,s} = \Delta p_{AB,t} \cdot \frac{\rho_{SPK3}}{\rho_2} = 3268,7 \cdot \frac{0,9515}{1,2} = 2591,8 \text{ [Pa]} \quad (9.27)$$

9.2 Návrh spalínového ventilátoru

Výrobce: ZVVZ MACHINERY, a.s.

Typ: Ventilátor radiální středotlaký RSM 1600 [11]

Celková tlaková ztráta	$\Delta p_{AB,s} = 2591,8 \text{ Pa}$
Jmenovitý příkon elektromotoru	$P = 90 \text{ kW}$
Jmenovité otáčky	$n_{jmen} = 740 \text{ ot/min}$
Pracovní rozsah teplot	$t = -20^\circ\text{C} \div 250^\circ\text{C}$
Typ elektromotoru	Siemens 1 LA 6316 - 8 AB



Obr. 10 Výkonové oblasti ventilátorů RSM 1600 a 2000 [11]

10. Závěr

Mým úkolem v diplomové práci bylo navrhnout vhodnou metodu odsíření spalin pro Teplárnu Planá nad Lužnicí. Na základě vypočtených hodnot a zvážení všech výhod a nevýhod jednotlivých metod jsem se rozhodl použít metodu polosuché sorpce s použitím redukčního přípravku.

Suchý způsob odsiřování spalin má výhodu v tom, že je technologicky jednoduchý a pořizovací náklady jsou nízké, avšak jeho problém je v nízkém využití vyprodukovaného sorbentu. Hlavní důvod, proč jsem tento způsob odsíření nevybral, je nedostačující účinnost odsíření spalin.

Mokrý vápencová metoda se vyznačuje vysokou účinností, která dosahuje až 98 % odsíření spalin, při současném vysokém využití reakčního činidla vápence. Produktem je energosádrovec, který je velmi dobře využitelný ve stavebnictví a nahrazuje dosud používaný přírodní sádrovec. Je využíván jako přísada při výrobě cementu a sádry. Důvodem proč jsem tuto metodu nezvolil pro teplárnu, jsou její nevýhody jako např. vysoké pořizovací náklady, technologická náročnost, vznik odpadních vod a je méně vhodná pro stávající provozované bloky. Mokrý vápencová vypírka není schopna absorbovat oxid sirový SO_3 ve spalinách.

Jako nejideálnější a nejvhodnější byla vyhodnocena polosuchá vápenná metoda odsiřování spalin a to z důvodu dostačující účinnosti, nízkých pořizovacích nákladů, technologicky jednoduchá a neprodukuje odpadní vody. Musím ale také zveřejnit její nevýhody, ke kterým můžeme řadit vyšší provozní náklady než u suché odsiřovací metody a méně využitelný produkt než u mokré vápencové metody.

Poděkování

Děkuji vedoucímu diplomové práce doc. Dr. Ing. Bohumíru Čechovi za metodickou, pedagogickou a odbornou pomoc, a další cenné rady při zpracování mé diplomové práce. Dále bych chtěl poděkovat své rodině za trpělivost a podporu v průběhu studia.

11. Seznam použité literatury

- [1] VEJVODA, Josef, Pavel MACHAČ a Petr BURIAN. 2003. *Technologie ochrany ovzduší a čištění odpadních plynů*. 1. vyd. Praha: VŠCHT, 226 s. ISBN 80-708-0517-X
- [2] DLOUHÝ, Tomáš. 2007. *Výpočty kotlů a spalinových výměníků*. Vyd. 3. V Praze: Nakladatelství ČVUT, 212 s. ISBN 978-80-01-03757-7
- [3] KADLEC, Zdeněk. 2009. *Průvodce sdílením tepla pro požární specialisty*. 1. vyd. V Ostravě: Sdružení požárního a bezpečnostního inženýrství, 100 s. Spektrum (Sdružení požárního a bezpečnostního inženýrství). ISBN 978-80-7385-061-6
- [4] BLAHOŽ, Vladimír a Zdeněk KADLEC. 2000. *Základy sdílení tepla*. 2. vyd. Ostrava: Sdružení požárního a bezpečnostního inženýrství, 110 s. ISBN 80-902-0011-7
- [5] *All for Power*. 2007-. Ostrava: Konstrukce Media. ISBN 1802-8535. ISSN 1802-8535. Dostupné také z: www.allforpower.cz
- [6] BACK, O.: Ventilátory – navrhování a výpočet, SNTL Praha 1955.
- [7] ČERMÁK, J. a kolektiv: Ventilátory, SNTL Praha 1974.
- [8] IBLER, Zbyněk. 2002. *Technický průvodce energetika*. 1. vyd. Praha: BEN - technická literatura, 615 s. ISBN 80-730-0026-1
- [9] JANEBA, B., ČERNÝ, V., TEYSSLER, J. *Parní kotle*. 1.vyd. Praha: SNTL, 1983. 858 s
- [10] C-ENERGY BOHEMIA S.R.O. 2011. *Ekologizace a obnova teplárny v Plané nad Lužnicí* [online]. 1. vyd. Planá nad Lužnicí, 183 s. [cit. 2015]
- [11] Katalogové listy: Ventilátory. 2010. ZVVZ MACHINERY, a.s. [online]. [cit. 2015-05-15]. Dostupné z: <http://www.zvvz.cz/zvvz-machinery/vyroby/katalogove-listy/ventilatory.html>
- [12] MIKULČÁK, Jiří a kol. Matematické fyzikální a chemické tabulky pro střední školy. 4. vyd. Praha: Nakladatelství Prométheus, spol. s r. o. Praha. 2007. 206 s. ISBN 978-80-7196-345-5.
- [13] KÓL, Přemysl. 2011. Statika hoření: Spaliny. Spalovací procesy [online]. [cit. 2015-05-15]. Dostupné z: <http://spalovaci-procesy.wz.cz/Spaliny.html>

12. Seznam obrázků

Obr. 1 Přehledové schéma stávající technologie teplárny

Obr. 2 Mokrý vápencová metoda

Obr. 3 Typy fluidních vrstev

Obr. 4 Rozprašovací absorpce s předoloučením popílku

Obr. 5 Rozprašovací absorpce bez předoloučení popílku

Obr. 6 Tampella - Lifac

Obr. 7 Schéma fluidního reaktoru a látkového filtru

Obr. 8 Křivka závislosti $\eta = \eta(\text{Ca/S})$

Obr. 9 Schéma sekcí odsiřovací jednotky

Obr. 10 Výkonové oblasti ventilátorů RSM 1600 a 2000

13. Seznam tabulek

Tab. 1 Hlavní parametry kotlů K1, K2, K3

Tab. 2 Hlavní parametry turbosoustrojí TG 3 (kondenzační)

Tab. 3 Hlavní parametry turbogenerátoru a blokového transformátoru

Tab. 4 Hlavní parametry RCHS 1

Tab. 5 Hlavní parametry RCHS 4

Tab. 6 Hlavní parametry RCHS 5

Tab. 7 Hlavní parametry horkovodní stanice

Tab. 8 Hlavní parametry motor-generátorové jednotky

Tab. 9 Parametry parogenerátoru

Tab. 10 Parametry kotle K4

Tab. 11 Parametry kotlů K5 a K6

Tab. 12 Hnědé uhlí, SD, důl Bílina, hp1

Tab. 13 Hnědé uhlí, Hruboprach, Sokolovská uhelná

Tab. 14 Obvyklé složení produktu polosuché metody odsíření spalin

Tab. 15 Složení hnědé uhlí, Hruboprach, Sokolovská uhelná

Tab. 16 Ztráta chemickým nedopalem

Tab. 17 Hustota složek spalin

Tab. 18 Měrná entalpie složek spalin i [kJ/m^3] závislá na teplotě t [$^{\circ}\text{C}$]

14. Seznam příloh

Příloha A – DP – 01- Odsiřovací jednotka pro kotel K5 a K6